



ХИМИКОТЕХНОЛОГИЧЕН И МЕТАЛУРГИЧЕН УНИВЕРСИТЕТ

ФАКУЛТЕТ ПО ХИМИЧНО И СИСТЕМНО ИНЖЕНЕРСТВО

КАТЕДРА „ИНЖЕНЕРНА ХИМИЯ”

инж. Десислава Кръстева Мутафчиева

**ХИДРОДИНАМИЧНИ И МАСООБМЕННИ
ИЗСЛЕДВАНИЯ В ДВУФАЗНИ СИСТЕМИ**

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

на дисертация

за придобиване на образователната и научна степен „доктор”

по научна специалност 5.10. Химични технологии

(Процеси и апарати в химичните и биотехнологични технологии)

Научен ръководител: проф. д-р инж. Иван П. Пенчев

Научно жури:

1. проф. д-р инж. Ирен Х. Цибранска – председател, рецензент
2. проф. д.т.н. инж. Венко Н. Бешков- рецензент
3. проф. д.т.н. инж. Георги Д. Кючуков
4. доц. д-р инж. Драгомир Г. Добруджалиев
5. проф. д-р инж. Иван П. Пенчев

София, 2014

Дисертационният труд е написан на 192 страници, съдържа 76 фигури и 20 таблици. Цитирани са 350 източника.

Представеният дисертационен труд е обсъден и приет за защита на заседание на научен съвет на научното звено на катедра „Инженерна химия”, състояло се на 11.11.2014 г.

Публичната защита на дисертационния труд ще се проведе на 29.01.2015 г. от 14 часа в зала 439, сграда „А” на ХТМУ.

Материалите са на разположение на интересувашите се на интернет страницата на ХТМУ и в отдел „Научни дейности”, стая 406, етаж 4, сграда „А” на ХТМУ.

Означения

A_d	– сечение на низходящата/циркуляционната тръба на ерлифт реактор, m^2
A_r	– сечение на възходящата тръба на ерлифт реактора, m^2
C	– концентрация, $kg.m^{-3}$
C_G	– концентрация на разтворения кислород в газовата фаза, $kg.m^{-3}$
C_G^*	– равновесна концентрация на разтворения кислород в газовата фаза, $kg.m^{-3}$
C_L	– концентрация на разтворения кислород в течната фаза, $kg.m^{-3}$
C_L^*	– равновесна концентрация на разтворения кислород в течната фаза, $kg.m^{-3}$
D	– диаметър на реактора, m
D_G	– аксиално дисперсен коефициент в газовата фаза, $m^2.s^{-1}$
D_L	– аксиално дисперсен коефициент в течната фаза, $m^2.s^{-1}$
d_d	– диаметър на низходящата/циркуляционната тръба на ерлифт реактор, m
d_r	– диаметър на възходящата тръба на ерлифт реактора, m
d_B	– диаметър на бъркачката, m
g	– земно ускорение, $m.s^{-2}$
H	– височина на реактора, m
k_{La}	– обменен коефициент на масопренос, s^{-1}
p	– налягане, Pa
Q_G, Q	–обем дебит на газа, $m^3.s^{-1}$
S	– сечение на реактора, m^2
t	– време, s
U_G	– приведена скорост на газовата фаза, $m.s^{-1}$
U_L	– приведена скорост на течната фаза, $m.s^{-1}$
V_G	– обем на газа, m^3
V_L	– обем на течността, m^3

Гръцки символи

ε	– газосъдържание, -
---------------	---------------------

ε_G	– газосъдържание в газова фаза, -
ε_L	– газосъдържание в течната фаза, -
ε_d	– газосъдържание в низходящата/циркуляционната тръба на ерлифт реактор, -
ε_r	– газосъдържание във възходящата тръба на ерлифт реактор, -
ρ_L	– плътност на течната фаза, kg.m^{-3}

Индекси

G	– газова фаза
i	– i-тата компонента
L	– течна фаза
R, r	– възходяща тръба на ерлифт реактор
D, d	– низходяща/циркуляционна тръба на ерлифт реактор

Числа на подобие

Bo	– число на Bodenstein
----	-----------------------

Съкращения

АЦП	– аналогово-цифров преобразувател
CFD	– изчислителна хидродинамика
rpm	– обороти на бъркачката

Въведение

Газотечностните реактори са в основата на химическата промишленост. Те са широко използвани в редица промишлени процеси, включващи абсорбция или десорбция на газ. Ефективността на процеса на масопренасяне на едно или повече вещества от газовата в течната фаза е съществена за редица реакции в биотехнологичната, хранително-вкусовата и медицинската промишленост и затова голям брой изследвания са насочени в тази област.

Класическият апарат за провеждане на реакции в системата газ-течност е реакторът с разбъркване, в който механично задвижваната бъркачка изпълнява две функции – диспергиране на газа и разбъркване на съдържанието на апарата. Тези две задачи могат да бъдат изпълнени с по-малко енергийни разходи чрез използване на кинетичната енергия на газа, подаван в реактора, както е случаят при пневматичните газотечностни реактори (барботажните колони) и техните разновидности – циркулационните реактори (ерлифт реактори). Предимствата на последните две конструкции се състоят в осигуряването на по-добър пренос на кислород, по-добро смесване, липса на механично разбъркване, по-лесен мащабен преход и най-вече ниски енергийни разходи.

Ерлифт реакторите са едни от най-перспективните устройства за масопренасяне между газ и течност и са много подходящи като биореактори за процеси с участието на растителни клетки (Ketel, 1987) и имобилизирани биокатализатори (Chen et al., 1987). Също така тези апарати намират все по-широко приложение в индустриален мащаб за аеробни ферментационни процеси (Sanchez Miron et al., 1999), за получаването на едноклетъчен протеин (Hosseini et al., 2003), за биологичното пречистване на отпадъчни води (Onken, 1990) и за получаването на антибиотици и ензими (Merchuk et al., 2000; Luo и Al-Dahhan, 2004).

Един от определящите фактори за успешното функциониране на газотечностните реактори е масопренасянето в системата газ-течност, което от своя страна зависи от хидродинамичната картина в апарата, смесването на фазите и физикохимичните свойства на средата. Успешното проектиране и мащабиране на барботажните и ерлифт реактори е трудна задача, поради сложния характер на взаимодействие и смесване на фазите.

Изследването на ерлифт реакторите е сравнително ново в сравнение с реакторите с разбъркване. При направеното проучване за достъпните статии в публичните домейни за различните типове газотечностни реактори може да се направи

следното заключение към 2010 година броят на статиите за реактори с разбъркване и барботажни колони е около пет пъти по-голям отколкото тези за ерлифт реактори. Тази тенденция е съвсем нормална, заради редицата недостатъци на реакторите с разбъркване, което води до естествено преминаване към барботажните колони. След като изследването на барботажните колони се развива също се забелязват проблемни области в работата им и за това естественото решение са ерлифт реакторите.

Основното затруднение при математичното моделиране и проектиране на барботажните реактори е недостатъчната информация за хидродинамиката, което при ерлифт реактора се усложнява от наличието на циркуляционен двуфазен поток, който все още не е добре разбран. Въпреки напредъка на компютърните симулации и използването на CFD, описанието на хидродинамиката остава предизвикателство (Blazej et al., 2004; Roy et al., 2006; Nekmat et al., 2010; Karcz et al., 2013). Основните трудности се изразяват в това, че връзката между приведената скорост на газа и скоростта на циркулация на течната фаза е двойствена, разпределението на мехурите също не е добре дефинирано, взаимното влияние на геометричните параметри е комплексно. С други думи основната структура и параметри на ерлифт реакторите са известни, но количественото им определяне изисква по-дълбоко разбиране, което не е налично и достъпно в настоящия момент.

За това нашата цел е сравнително експериментално и числено изследване на хидродинамичното поведение и масопреноса в реактор с разбъркване, в барботажна колона и в ерлифт реактор с вътрешна и с външна циркуляционна тръба. За осъществяването на тези задачи е необходимо да се разполага с надеждни данни за газосъдържанието във фазите и скоростите на циркулация на течната фаза във възходящата и низходящата част на ерлифт реактора и да се изведат емпирични зависимости за определяне на тези хидродинамични параметри, а така също и за обемния коефициент на масопренасяне.

Анализът на работата на газотечностните реактори и тяхното мащабиране изисква да бъдат създадени математични модели, характеризиращи особеностите на междуфазното масопренасяне и смесването на двете фази.

Като се вземе под внимание фактът, че редица на брой изследвания, отнасящи се до проектирането на газотечностни реактори, са проведени в лабораторни реактори, наличните резултатите са с ограничена приложимост за мащабен преход. Поради тази причина експериментите в настоящата работа са проведени както с лабораторни, така и

с полупромишлени реактори в условията на реално производство в завода за антибиотици „Антибиотика“ – Разград.

Целите на дисертационната работа са:

1) Експериментално изследване на основните хидродинамични и масопреносни параметри:

- Определяне на газосъдържанието и скоростта на циркулация в зависимост от приведената скорост на газа в лабораторна и пилотна конфигурация на ерлифт реактор с външна циркулационна тръба и в пилотна барботажна колона;
- Определяне на обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$ в лабораторен и полупромишлен реактор с разбъркване и аериране и в лабораторна и полупромишлена барботажна колона и ерлифт реактор с вътрешна циркулационна тръба при различни работни условия: интензивност на разбъркване и скорост на аериране, с цел избор на оптимален режим на работа;
- Количествен анализ на получените експериментални данни с цел извеждане на уравнения за изчисляване на газосъдържанието и на скоростта на циркулация в двуфазна система вода – въздух в зависимост от приведената скорост на газа и за пресмятане на обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$ в зависимост от дебита на газа и скоростта на разбъркване.

2) Математично моделиране и числено изследване на избраните газотечностни реактори:

- Да се разработи математичен модел с променливи коефициенти, който да отчита влиянието на изменението на работните параметри върху концентрационните профили на кислорода в газовата и течната фаза съответно за реактор с разбъркване и аериране, барботажна колона и ерлифт реактор с външна циркулационна тръба;
- Компютърно симулиране на хидродинамичното поведение на лабораторен ерлифт реактор с външна циркулационна тръба с помощта на софтуерния продукт ANSYS CFX – v.14.

3) Валидиране и оценка на адекватността на разработените математични модели:

- С цел оценка на надеждността на създадените математични модели, да се сравнят числените резултати, получени от решението на моделите за концентрационните профили на разтворения кислород с получените експерименталните данни;
- Да се направи оценка на ефективността на процеса масопренасяне в изследваните конструкции газотечностни реактори и на възможността за използване на получените резултати при избор на подходящ апарат за провеждане на биотехнологични процеси;
- Да се изследва възможността за замяна на ферментаторите с механична бъркачка с ферментатори тип барботажна колона или с ерлифт реактор с вътрешна циркулационна тръба.

1. Анализ на литературен обзор

В литературния обзор е направено описание на режимите на потоците, на газосъдържанието и скоростта на циркулация на течната фаза и на обемния коефициент на масопренасяне и на факторите, оказващи влияние върху тях. Представени са основните методи за определянето на тези параметри, техните предимства, недостатъци и областта на приложимостта им. В таблици са събрани и подредени най-често използваните корелации за пресмятането на ключовите параметри за проектирането и моделирането на газотечностните реактори, а именно: газосъдържание, скорост на циркулация на течната фаза, обемен коефициент на масопренасяне, коефициент на аксиална дисперсия.

Газосъдържанието е един от най-важните параметри, които се използват за описание на функционирането на газотечностни реактори. Точното му определяне е съществено за предсказване на режимите на течение и на хидродинамичното поведение на двуфазните потоци в тези реактори.

Определянето на $k_L a$ в газотечностните реактори е съществено, с цел да се установи ефективността на аерация и да се оцени влиянието на работните параметри върху доставянето на кислород в системата.

Основното предизвикателство пред математичното моделиране на газотечностните потоци е да се разработи модел, който по-добре да описва физическата същност на смесване в двуфазните реактори, да отчита влиянието на повече параметри и да е в съответствие с широк спектър от експериментални данни.

2. Експериментална част

За осъществяване на поставените цели проведехме серия от експерименти с различни видове реактори :

- реактор с механично разбъркване и аериране;
- реактор тип барботажна колона;
- ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба;
- ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба.

Основните геометрични характеристики на тези реактори са дадени в следващата таблица 2.1.

Таблица 2.1. Геометрични характеристики на използваните конструкции газотечностни реактори

тип реактор	пълнен обем, [l]	работен обем, [l]	H, [m]	D, [m]	S, [m ²]	H/D	барботьор тип, размер и брой на отворите		бъркачка	d _B /D
с разбъркване	50	35	0.5	0.36	0.102	1.39	перфориран пръстен с диаметър 0.108 m	2 mm; 30 бр.	диаметър 0,104 m; лопаткова	0.375
	1300	1000	1.68	1	0.785	1.68	перфориран пръстен с диаметър 0.4 m	5 mm; 40 бр.	диаметър 0,3 m; лопаткова	0.3
барботажна колона	50	35	0.5	0.36	0.102	1.39	перфориран пръстен с диаметър 0.108 m	2 mm; 30 бр.	-	-
	85	58	3	0.19	0.028	15.78	перфорирана плоча с диаметър 0.11 m	4 mm; 71 бр.	-	-
	1300	1000	1.68	1	0.785	1.68	перфориран пръстен с диаметър 0.69 m	5 mm; 70 бр.	-	-
ерлифт									Циркуляционна тръба	
									d _d , [m]	A _d /A _r
	5.5	3.8	1.87	0.05	0.00196	37.4	перфорирана плоча с диаметър 0.03 m	2 mm; 41 бр. 1 mm; 70 бр.	0.04 (външна)	0.64
	92	62	3	0.19	0.028	15.78	перфорирана плоча с диаметър 0.11 m	4 mm; 75 бр.	0.054 (външна)	0.08
	1300	1000	1.68	1	0.785	1.68	перфориран пръстен с диаметър 0.69 m	5 mm; 60 бр.	0.4 (вътрешна)	0.16

Провеждането на експерименталните изследвания се извършва в два етапа:

а) Изследване на хидродинамичните параметри– тази част от експерименталното изследване има за цел измерване и определяне на пада на налягане, на газосъдържанието и на скоростта на циркуляция на течната фаза в ерлифт реактора с външна циркуляционна тръба (лабораторен и пилотен) и в пилотна барботажна колона.

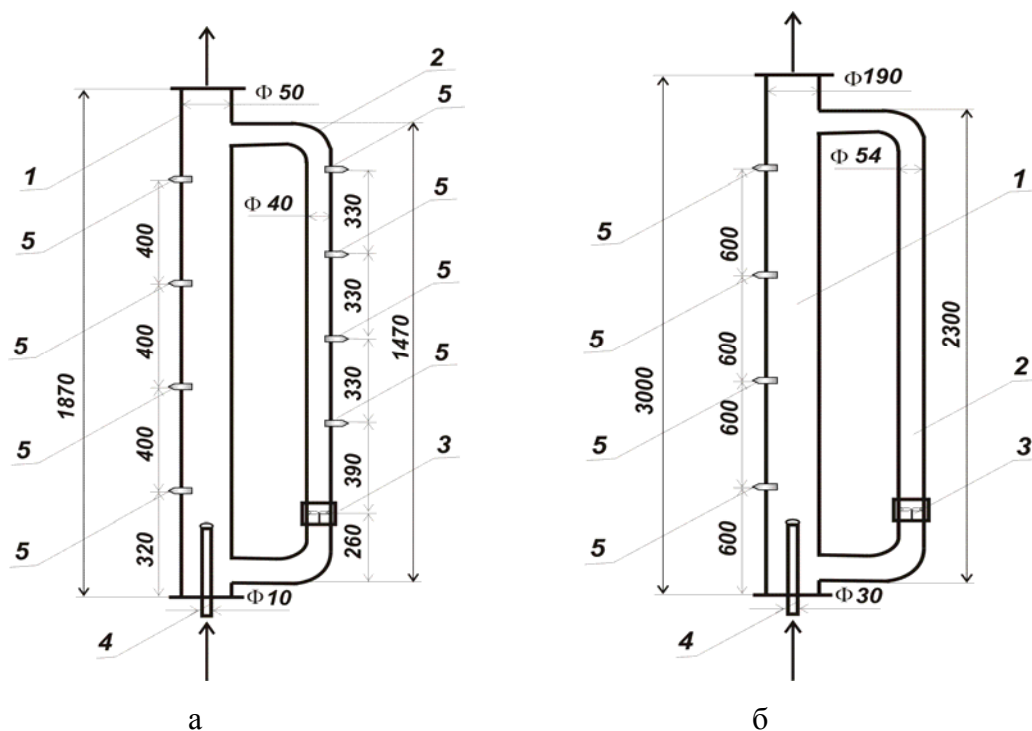
б) Изследване на масопреносните параметри – целта на този етап е определянето на обемния коефициент на масопренасяне k_{La} с помощта на динамичния метод с реаериране в реактор с механично разбъркване и аериране, барботажна колона и

ерлифт с вътрешна циркуляционна тръба, всяка от които в конфигурация на лабораторен и полупромишлен реактор.

Експериментите са провеждани с двуфазна система: вода–въздух, съответно като течна и газова фаза.

2.1. Изследване на хидродинамичните параметри в ерлифт апарат с външна циркуляционна тръба и барботажна колона

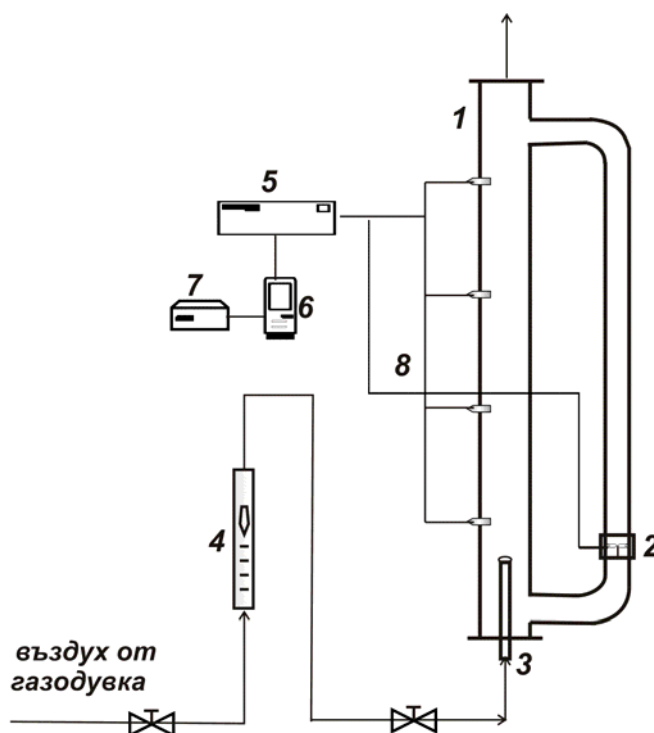
За целта са проектирани и конструирани лабораторен и пилотен ерлифт реактор показани на фигура 2.1. Основна част на реакторите е колоната **1** – възходящата тръба. Връзката с циркуляционната тръба **2** се осъществява чрез фланци, разположени в долната и горната част на колоната. Ерлифт реакторите са изработени от плексигласови тръби. В колона **1** се осъществява възходящо движение на газотечната смес, а в циркуляционната тръба **2** – низходящо движение на газотечната смес. Във възходящата тръба на 10 cm от дъното е поставен барботьор **4**, тип перфорирана плоча с диаметър 0,03 m с 41 отвора, всеки от които с диаметър 2 mm през който се подава газът в колоната.



Фиг. 2.1. Схема на (а) лабораторния и (б) пилотен ерлифт реактор

(1) – възходяща тръба, (2) – циркуляционна тръба, (3) – турбина за измерване на скоростта на циркулация, (4) – барботьор, (5) – датчици за налягане *SENSYS*

Провеждането на експеримента следва технологичната схема показана на фигура 2.2. Колоната се напълва с вода. Въздухът се подава в колоната от газова бутилка през барботьора 3. Дебитът на подавания въздух се регулира от ротаметър 4. С помощта на монтираните датчици за налягане *SENSYS* 5 се измерва разликата в налягането Δp между съответните точки от възходящата и циркуляционната тръба, показани на фигура 2.2. Данните се регистрират с регистратор за данни HP 3421A и се записват с помощта на програмируем калкулатор 41 CV в цифрово записващо устройство HP 82161A.



Фиг. 2.2. Схема на опитна инсталация на ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба

(1) – реактор, (2) – турбина за измерване скоростта на циркуляция, (3) барботьор, (4) – ротаметър, (5) – АЦП, (6) – програмируем калкулатор 41 CV, (7) – регистратор на данни HP 3421A, (8) – датчици за налягане

2.1.1. Метод за измерване на газосъдържанието

За измерване на газосъдържанието е използван манометричния метод, като за целта по височината на апарата са монтирани датчици за налягане *SENSYS* с помощта, на които се мери разликата в налягането Δp между две точки, локализирани по

височината на колоната на разстояние Δh и газосъдържанието се пресмята по

формулата:
$$\varepsilon_G = 1 - \frac{\Delta p}{\rho_L \cdot g \cdot \Delta h}$$

2.1.2. Метод за измерване на скоростта на циркулация

За измерване на скоростта на циркулация на течната фаза във външната циркуляционна тръба е поставена специално конструирана и изработена от нашия екип турбина с магнит на едната перка и рид ампула, през която се подават импулси към АЦП. Системата е предварително калибрирана с вода.

2.1.3. Режими на течение на двуфазните потоци във възходящата тръба на лабораторния ерлифт реактор

Използван е фотографски метод за заснемане на мехурите и за установяване на режимите на течение. Определена е и скоростта на прехода към хетерогенен режим. На фигура 3.10 са показани два от наблюдаваните режими по време на експериментите в лабораторния ерлифт реактор. Снимките са правени с фотоапарат NIKON с високо чувствителен обектив и скорост 1/2000 s.



а



б

Фиг. 2.3. Режими на течение във възходящата тръба на лабораторен ерлифт реактор

(а) хомогенен режим $U_G = 0,045$ m/s (б) .преходен режим $U_G = 0,1$ m/s

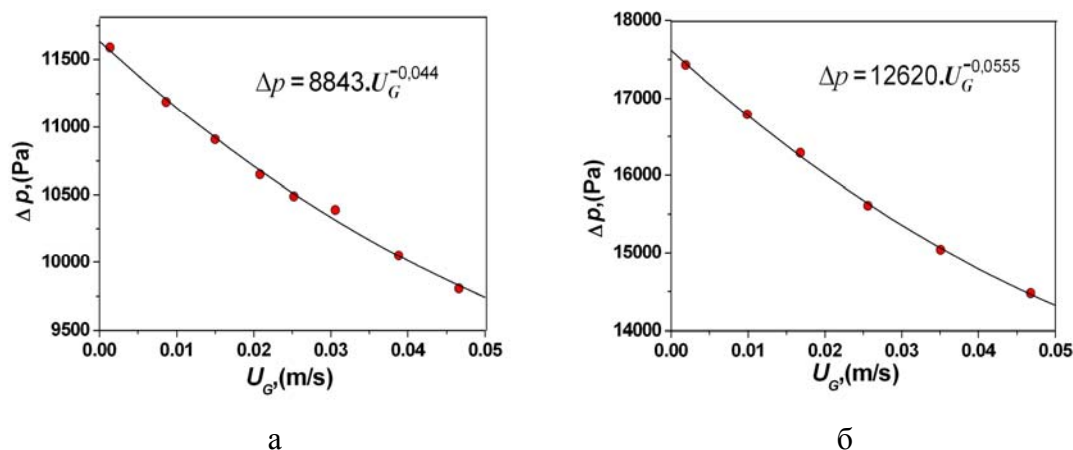
2.1.4. Резултати от хидродинамичното изследване на ерлифт реактор (лабораторен и пилотен) и на пилотна барботажна колона

На следващите фигури са показани експерименталните резултатите за: пада на налягане; за газосъдържанието във възходящата и в низходящата тръба и за скоростта на циркулация в зависимост от приведената скорост на газа U_G .

Получени са корелации на базата на експерименталните данни с програмата за обработка на експериментални данни – Origin.

Пад на налягане

На фигура 2.4 е показан падът на налягането във възходящата тръба на ерлифт реактора в зависимост от приведената скорост на газа.

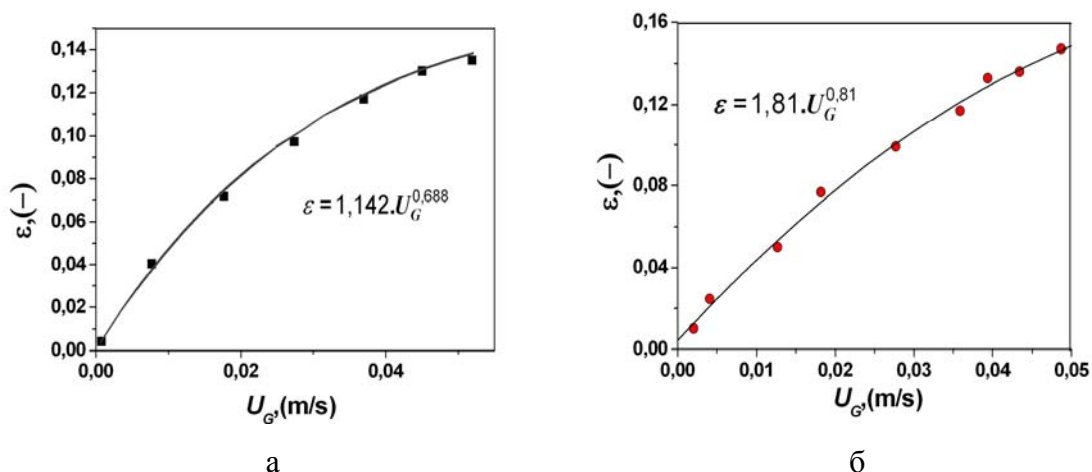


Фиг. 2.4. Пад на налягането във възходящата тръба (а) на лабораторен и (б) на пилотен ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба в зависимост от приведената скорост на газовата фаза

Промяната на пада на налягането е измервана при различни стойности на приведената скорост на газовата фаза – от 0.005 m/s до 0.05 m/s, посредством датчици за налягане *SENSYS*. Вижда се, че с нарастване на приведената скорост на газа стойностите на пада на налягането намаляват и в двата реактора. Тези резултати могат да бъдат обяснени с понижаването на плътността на газотечната смес, поради повишаване на газонапълването в апарата с нарастване на приведената скорост на газовата фаза, което води и до намаляване на триенето. На база на получените експериментални данни са изведена следните корелации за пада на налягането от приведената скорост на газа : $\Delta p = 8843 \cdot U_G^{-0.044}$ за лабораторния и $\Delta p = 12620 \cdot U_G^{-0.0555}$ за пилотния ерлифт реактор.

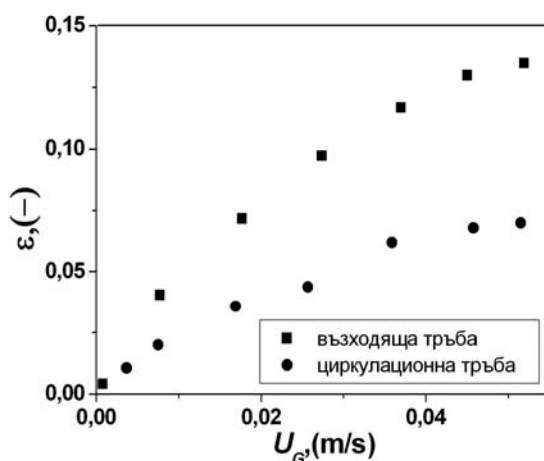
Газосъдържание във възходящата тръба на лабораторен и пилотен ерлифт реактор

Както се очаква газосъдържанието във възходящата тръба следва тенденцията: с нарастване на приведената скорост на газа, да нараства и газосъдържанието (фиг.2.5).



Фиг. 2.5. Изменение на газосъдържанието във възходящата тръба (а) на лабораторния и (б) на пилотния ерлифт реактор с външна циркулационна тръба в зависимост от приведената скорост на газовата фаза

Получени са следните корелации за газосъдържанието от приведената скорост на газа: $\varepsilon_r = 1,142 U_G^{0,688}$ за лабораторния и $\varepsilon_r = 1,81 U_G^{0,81}$ за пилотния ерлифт реактор. В литературните източници (Chisti, 1989), в експоненциалната зависимост за газосъдържанието $\varepsilon_r = \alpha U_G^\beta$, стойностите за α са в границите от 0,49 до 2,47, а за β от 0,46 до 0,97. В изведената от нас корелация стойностите на коефициента α и на експонентата β на скоростта U_G са в тези граници и тя е валидна за барботажен режим и приведена скорост на газа $U_G < 0,05$ m/s.

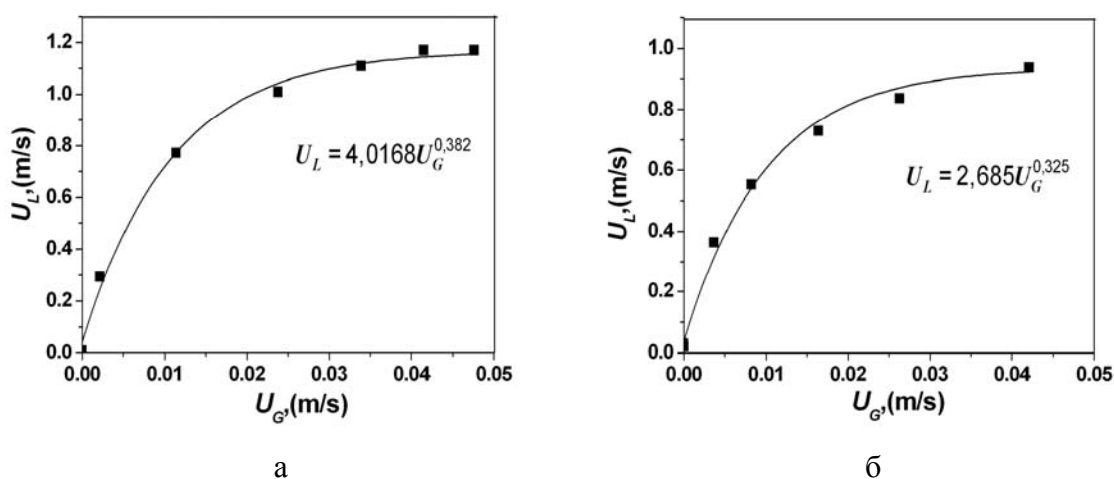


Фиг. 2.6. Газосъдържание във възходящата и низходящата тръба на лабораторния ерлифт реактор с външна циркулационна тръба в зависимост от приведената скорост на газовата фаза

От фигура 2.6 се вижда, че газосъдържанието в низходящата тръба ε_d се увеличава с нарастване на приведената скорост на газа и се мени пропорционално на газосъдържанието във възходящата тръба ε_r . Газосъдържанието в низходящата тръба ε_d зависи линейно от газосъдържанието във възходящата тръба ε_r , което следва от непрекъснатостта на течния поток в реактора: $\varepsilon_d = 0,67 \cdot \varepsilon_r$.

Скоростта на циркулация на течната фаза в зависимост от приведената скорост на газа U_G

Както се вижда от графиките на следващата фигура 2.7 при малки стойности на приведената скорост на газа U_G и вследствие на бързото увеличаване на газосъдържанието в барботажен режим, скоростта на течността бързо нараства. При по-нататъшното увеличаване на U_G над 0,04 m/s увеличаването на течността в газовия поток се затруднява от триенето в стените на тръбата, вследствие на което скоростта на циркулация на течността се изменя по-плавно. Съпротивлението на циркулационния поток на течността се определя от загубите от триене в циркулационната тръба, което пък зависи от скоростта на течността. Този ефект е по-силно изразен в по-малкия реактор (фиг. 2.7а).



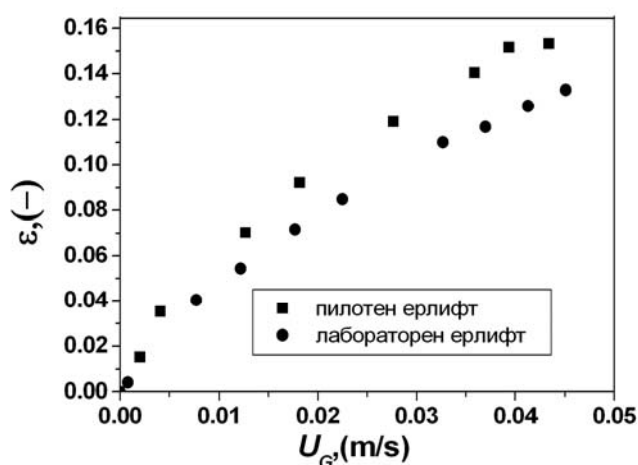
Фиг. 2.7. Изменение на скоростта на циркулация в зависимост от приведената скорост на газа (а) в лабораторния и (б) в пилотния ерлифт реактор

Изведени са следните уравнения за скоростта на циркулация като функция на приведената скорост на газа $U_L = 4,0168 U_G^{0,382}$ за лабораторния и $U_L = 2,685 U_G^{0,325}$ за пилотния ерлифт реактор. В съществуващите в литературата изследвания, скоростта на

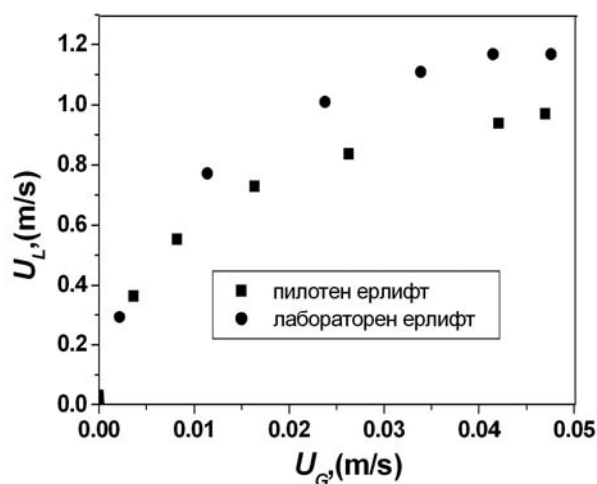
циркуляция в ерлифт реактор като функция на приведената скорост на газа се изразява със степенната зависимост $U_L \approx U_G^\nu$. В два доста различни по размер ерлифт реактори с външна циркуляционна тръба и с работна среда вода независимо един от друг в своите изследвания Merchuk (1986) и Onken и Weiland (1983) намират, че експонентата в уравнението е приблизително 0,4. Получените от нас корелации имат приблизително същите стойности за $\nu=0.325$ за пилотния и $\nu=0.382$ за лабораторния ерлифт реактори.

Сравнение на газосъдържанието и скоростта на циркуляция в лабораторния и в пилотния ерлифт реактор

На фигура 2.8 е направено сравнение между изменението на газосъдържанието във възходящата тръба в зависимост от приведената скорост на газовата фаза за лабораторния и пилотния ерлифт реактор. При пилотния ерлифт реактор газосъдържанието във възходящата тръба е по-високо отколкото в лабораторния при еднакви други условия. Това може да се обясни с влиянието на диаметъра на възходящата тръба D_r . Когато D_r нараства, влиянието на пристенният ефект намалява и газосъдържанието се увеличава. Освен това с намаляване на отношението на сечението на низходящата тръба към сечението на възходящата тръба A_d/A_r , (в лабораторния $A_d/A_r=0,64$, в пилотния $A_d/A_r=0,08$), скоростта на течността във възходящата тръба при една и съща скорост на газа намалява (фиг. 2.9), което се дължи на нарастване на съпротивлението. Времепрестоя на газовите мехури във възходящата тръба се увеличава и газосъдържанието също се увеличава. Поради тази причина е по-подходящо да се използват по-големи по обем реактори.



Фиг. 2.8. Газосъдържание във възходящата тръба на лабораторен и пилотен ерлифт реактор

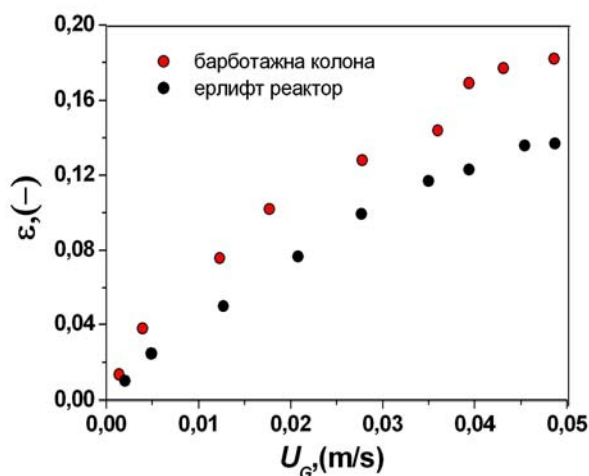


Фиг. 2.9. Скорост на циркулация в лабораторен и пилотен ерлифт реактор ерлифт реактор

Експерименти с пилотна барботажна колона

С цел да направим сравнение между газосъдържанието във възходящата тръба на ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба и газосъдържанието в барботажна колона със същите размери, циркуляционната тръба на пилотния ерлифт апарат е затворена напълно и реакторът се модифицира до барботажна колона. Използваната технологична схема е същата и работната среда е вода-въздух.

Сравнение на стойностите на газосъдържанието в барботажна колона и ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба



Фиг. 2.10. Газосъдържание в барботажна колона и в ерлифт реактор

От горната фигура, показваща изменението на газосъдържанието в зависимост от приведената скорост на газа за двата типа реактори (барботажна колона и ерлифт) ясно се вижда, че стойностите на газосъдържанието са значително по-високи в барботажната колона, при еднакви други условия. Може да се пресметне, че газосъдържанието в ерлифт реактора е по-малко от газосъдържанието в барботажната колона с 0,5% при $U_G < 0,005 \text{ m/s}$ с до 28% при големите скорости на $U_G > 0,04 \text{ m/s}$. Това е в съответствие с поведението на ерлифт реактора, в който наслагвания се течен поток във възходящата тръба увеличава скоростта на издигане на газовите мехури и следователно стойностите на газосъдържанието са по-ниски от тези при барботажна колона, която работи без формиран циркуляционен течностен поток.

2.1.5. Заключение от хидродинамичното изследване

В резултат на експерименталното изследване на влиянието на приведената скорост на газа върху газосъдържанието и скоростта на циркулация в пилотен и лабораторен ерлифт реактор и барботажна колона, могат да се направят следните заключения:

1. Газосъдържанието се увеличава с нарастване на приведената скорост на газа и в трите конструкции газотечностни апарати при работа с моделна система вода-въздух и приведена скорост на газа U_G в диапазона от $0,005 \text{ m/s}$ до $0,05 \text{ m/s}$, което потвърждава, че от независимите параметри, приведената скорост на газа има значително влияние върху газосъдържанието в хомогенен режим.
2. Скоростта на течността във възходящата тръба на ерлифт реактора се увеличава по-стръмно при малки стойности на приведената скорост на газа $U_G < 0,03 \text{ m/s}$, докато при по-голямо количество газ, скоростта на циркулация на течността има тенденция да се стабилизира.
3. Движещата сила при ерлифт реактора ($\epsilon_r - \epsilon_d$) разликата между газосъдържанието във възходящата тръба ϵ_r и газосъдържанито в циркуляционната тръба ϵ_d , се увеличава с увеличаване на приведената скорост на газа. Причината за това се обяснява с голямото газонапълване във възходящата тръба при големи скорости на газа и с по-високата скорост на циркулация, което води до по-бързо движение на мехурите и до по-кратко време на задържането им в циркуляционната тръба.
4. При еднакви работни условия: геометрични параметри $H/D=15.78$, дизайн на барботьора, приведена скорост на газа, газосъдържанието в барботажната колона има по-високи стойности в сравнение с газосъдържанието във

възходящата тръба на ерлифт реактора, което се дължи на по-голямата и ясно дефинирана скорост на циркулация на течността в ерлифт реактора с външна циркулационна тръба.

5. Оценено е влиянието, което оказва отношението на напречното сечение на циркулационната тръба към напречното сечение на възходящата тръба A_D/A_R върху хидродинамиката на двуфазния поток при ерлифт реактора с външна циркулационна тръба. Намаляването на A_d/A_r от 0,64 до 0,08 води до увеличаване на газосъдържанието с до 20% във възходящата тръба на пилотния ерлифт реактор при $U_G = 0,05$ m/s в сравнение с това в лабораторния ерлифт реактор. Поради тази причина е по-подходящо да се използват по-големи по обем реактори.
6. Получените уравнения за зависимостта на газосъдържанието и скоростта на циркулация на течността от приведената скорост на газа, дават възможност за успешното им използване за предсказване и моделиране на хидродинамичното поведение на ерлифт реактор и на барботажна колона.

2.2. Изследване на масопреносните характеристики на реактор с разбъркване и аериране и на барботажна колона

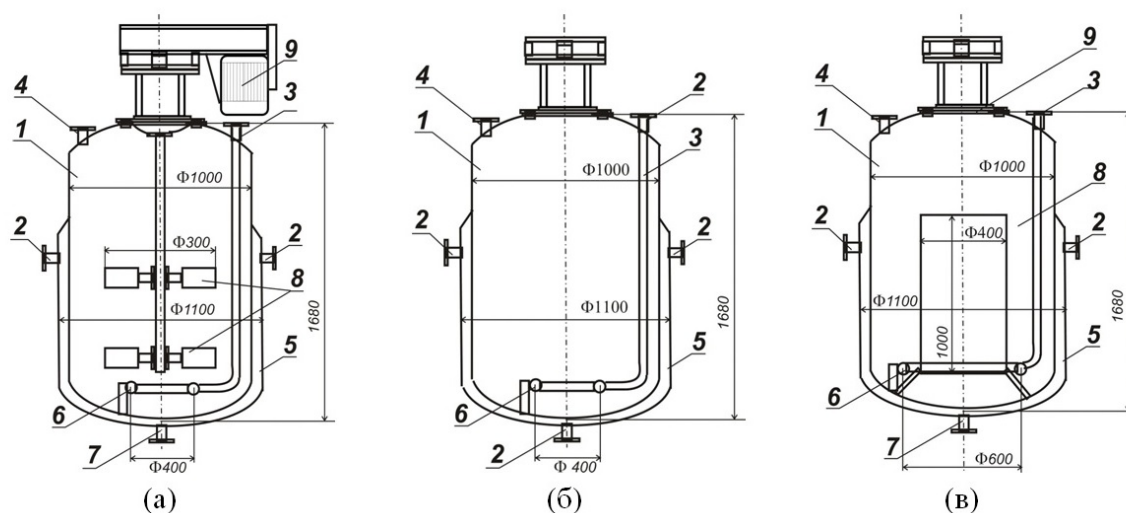
Тези експерименти са провеждани в комбината за производство на антибиотици „Антибиотика” в Разград от нашия екип от катедра “Инженерна химия” с ръководител проф. Иван Пенчев. Съществуващите в завода 50 l и 1300 l реактори с механично разбъркване и аериране са модифицирани до реактори само с пневматично разбъркване, т.е. отстранени са бъркачките и апаратите работят като барботажна колона без и с вътрешна циркулационна тръба и с един и същ барботьор и геометрични размери, които са дадени в таблица 3.1.

Целта на проведените експерименти в тази част е:

1. Да се изследва влиянието на интензивността на разбъркване и разхода на въздух върху скоростта на разтваряне на кислорода в течната фаза в 50 l лабораторен и 1300 l полупромишлен реактор с аериране и разбъркване и в реактор тип барботажна колона, с цел избор на оптимален режим на работа.
2. Да се проследи изменението на концентрацията на разтворения кислород в течната фаза във времето.
3. Да се определят стойностите на обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$ при различни работни условия по динамичния метод с реаериране.

4. Да се изследва възможността за замяна на ферментатори с механична бъркачка с ферментатори тип барботажна колона или ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба.

На фигура 2.11 са представени схематично конструкциите на тези реактори. Те се състоят от цилиндрична стоманена тръба и охлаждаща риза. Техническите им характеристики са представени в таблица 2.1. Реакторът с разбъркване (фиг. 2.11a) е снабден с турбинна бъркачка с шест лопатки. Бъркачката се задвижва от електродвигател. Въздухът се подава през барботьор тип перфориран пръстен със 100 отвора, всеки от които с диаметър 2 mm.



Фиг. 2.11. Използвани конструкции газотечностни реактори: (а) реактор с механично разбъркване и аериране; (б) барботажна колона; (в) ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба

2.2.1. Методи и техники за измерване

Изследванията са проведени с двуфазна система вода-въздух. Концентрацията на разтворения в течната фаза O_2 е измервана с кислороден датчик OXI-57 с обхват 0 – 10 mg/l и с време на отклик 10 – 20s. Времето на отклик на електрода се отчита с динамичен модел на кислородния електрод. Мембранныят кислороден електрод е разположен на 0,5 m от дъното и е под ъгъл 45° . Данните са отчитани с регистратор за данни HP 3421A и са записвани в цифрово записващо устройство HP82161A. Поради това, че наличните реактори са оборудвани само с по един кислороден датчик,

промяната на концентрацията на разтворения кислород е измервана само във времето, не и по височината.

2.2.2. Метод за определяне на обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$

За определяне на обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$ е използван динамичният метод с реаериране. Методът се извършва по следва схема: първоначално се отстранява разтворения в течната фаза кислород чрез разтваряне на $0.01 \text{ mol/l Na}_2\text{SO}_3$. След това системата се аерира отново, като се пропуска пречистен въздух през течността и започва да се измерва концентрацията на разтворения кислород C_L във времето, с помощта на кислороден датчик, както е описано по горе. Измерванията продължават до достигане на равновесната концентрация на кислорода. Процесът се описва със следното уравнение:

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a (C_L^* - C_L) \quad (2.1)$$

Уравнение 2.1 се интегрира при $t=0$, $C_L^* = \text{const}$ и $C_L = C_{L,0}$ и като се приеме, че в началния момент няма кислород в течната фаза $C_{L,0}=0$ се получава:

$$\ln \left[\frac{C_L^*}{C_L^* - C_L} \right] = k_L a \cdot t \quad (2.2)$$

Построява се графиката $\ln \left[(C_L^* - C_L) / C_L^* \right]$ като функция от времето t и от наклона на получената права, се изчислява обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$. От обработката на получените експериментални данни с програмния продукт Origin.ca изведени корелации за зависимостта на $k_L a$ от дебита на газа и от скоростта на въртене на бъркачката в реакторите с механично разбъркване.

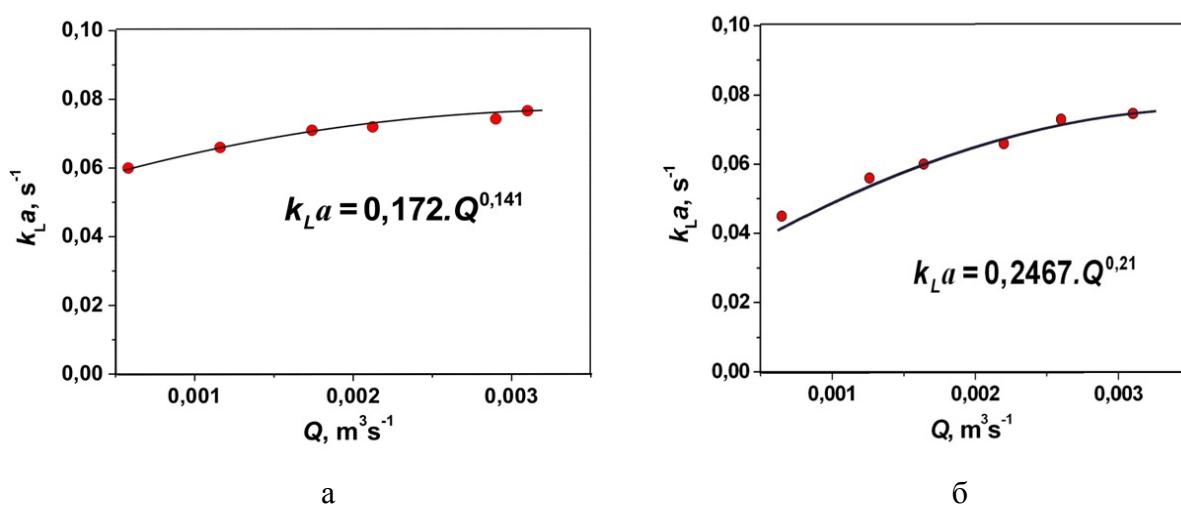
2.2.3. Експериментални резултати от масопреносните изследвания с лабораторен и пилотен реактор с механично разбъркване и аериране

Изследване на влиянието на дебита на газа и на оборотите върху коефициента на масопренасяне $k_L a$

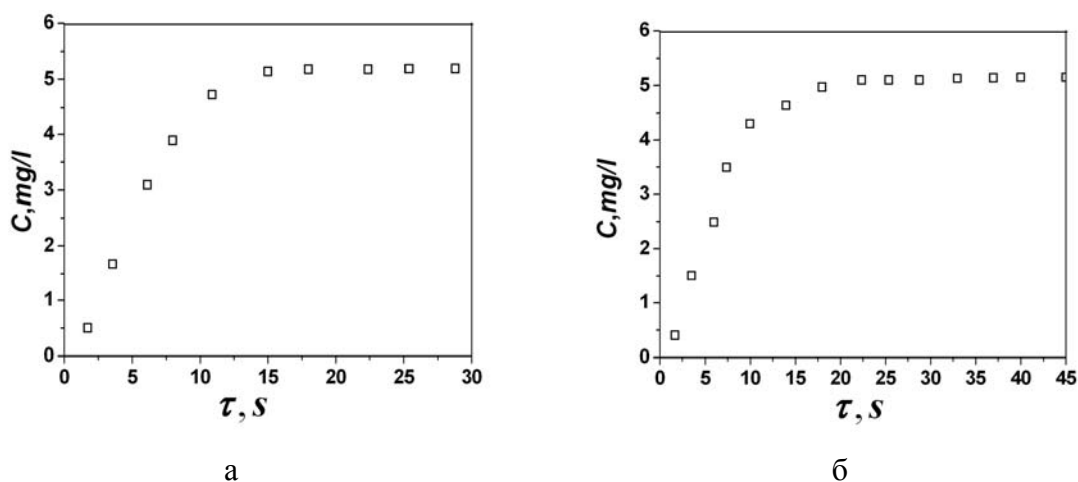
За да се изследва влиянието на дебита на газа върху масопреносния процес, обемният коефициент на масопренасяне $k_L a$ е определян по описания динамичен метод с реаериране и при промяна на дебита на газа Q от $0,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ до $3 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ в

лабораторната барботажна колона и в лабораторния реактор с разбъркване и аериране. при обороти на бъркачката 5 об/с.

На фигура 2.12 е представено изменението на $k_L a$ в зависимост от дебита на газа. Забелязва се, че както при реактора с механично разбъркване, така и при реактора тип барботажна колона $k_L a$ се увеличава с увеличаване на дебита на газа. Стойностите на $k_L a$ при барботажната колона в сравнение с тези при реактора с разбъркване при един и същ работен обем 35 l и $H/D = 1,39$ са тенденциозно по-ниски, особено при по-малките дебители $Q < 0,002 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$, което може да се обясни с липсата на бъркачка, която подобрява смесването и респективно масообмена. При по-големите дебители над $0,0026 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ вече се достигат близки стойности на $k_L a$.



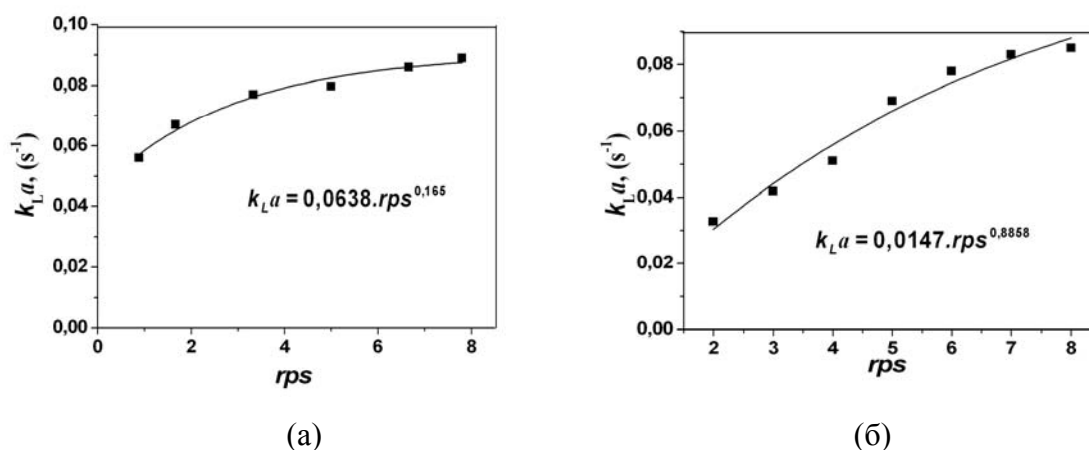
Фиг. 2.12. Зависимост на $k_L a$ от дебита на газа (а) в реактор с разбъркване и аериране и (б) в реактор тип барботажна колона



Фиг. 2.13 Изменение на концентрацията на разтворения кислород (а) в лабораторен реактор с механично разбъркване и (б) в лабораторната барботажна колона

При посочените графики на фигура 2.13. равновесната концентрация на кислорода се достига на 15 s при реактора с разбъркване и аериране при 5 об/с и след 25s при реактора тип барботажна колона при едни и същи работни условия: работен обем на реактора 35 l, $H/D=1,39$ и обеман дебит на газа $Q=0,003\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$; $U_G=0,03\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$.

За да се изследва влиянието на интензивността на разбъркване върху масопреносния процес, обемният коефициент на масопренасяне k_La е определян при един и същ дебит на газа и при различни обороти на бъркачката, в диапазона от 2 об/с до 8 об/с.



Фиг. 2.14. Изменение на k_{La} от оборотите на бъркачката в (а) лабораторен (35 l) реактор с механично разбъркване при $Q = 0,003\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$ и (б) в полупромишлен (1000 l) реактор с механично разбъркване при $Q = 0,03\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$

Както се вижда от горните графики в по-малкия по обем реактор (35 l), при скорост на разбърква над 7 об/с, оборотите на бъркачката не оказват чувствително влияние върху стойността на k_{La} , в големия реактор тази тенденция не се забелязва. В лабораторния реактор при малки обороти на бъркачката се достигат по-големи стойности на k_{La} , които с увеличаване на оборотите плавно се променят, докато в промишления реактор при малките обороти на бъркачката стойностите на k_{La} са по-ниски и се увеличават рязко с увеличаване на оборотите.

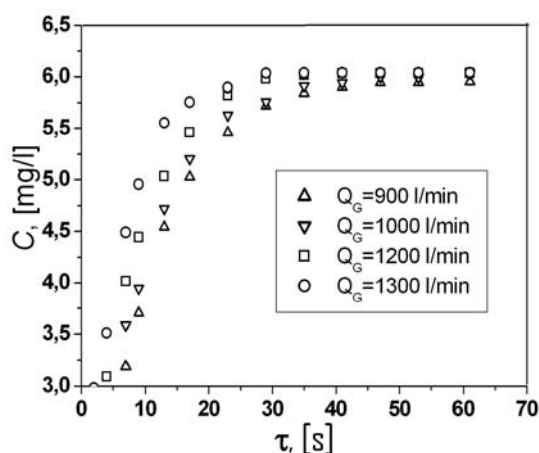
От изведеното уравнение за зависимостта на стойността на k_{La} от скоростта на разбъркване в лабораторния реактор (фиг. 2.14а) и за пилотния реактор (фиг. 2.14б) се вижда, че влиянието на оборотите е значително при 1000 l реактор. Голямата разлика в степенния показател 0,886 при големия и съответно 0,165 при малкия реактор може да се обясни и с различните работни условия: обем на реактора, размер на бъркачката, отношения d/D , H/D , дебит на газа, което води до различно скоростно поле и до

промяна на хидродинамиката. За това в лабораторния 35l реактор, поради малкия обем течност, достигането на концентрацията на насищане и стационарирането на процеса става най-бързо за 15 s (фиг. 2.13а), за което е достатъчно само аериране и влиянието на скоростта на разбъркване е по-слабо.

От показаното на фигури 2.12б и 2.14а и от стойностите на експонентата в изведените корелации за $k_L a$ може да се направи заключение, че влиянието на скоростта на разбъркване и на скоростта на аериране върху обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$ е съизмеримо, което се обяснява с малкия обем на реактора.

При аерация с увеличаване на скоростта на газа влиянието на разбъркващия елемент намалява и газовият поток започва да определя характера на основното движение в реактора.

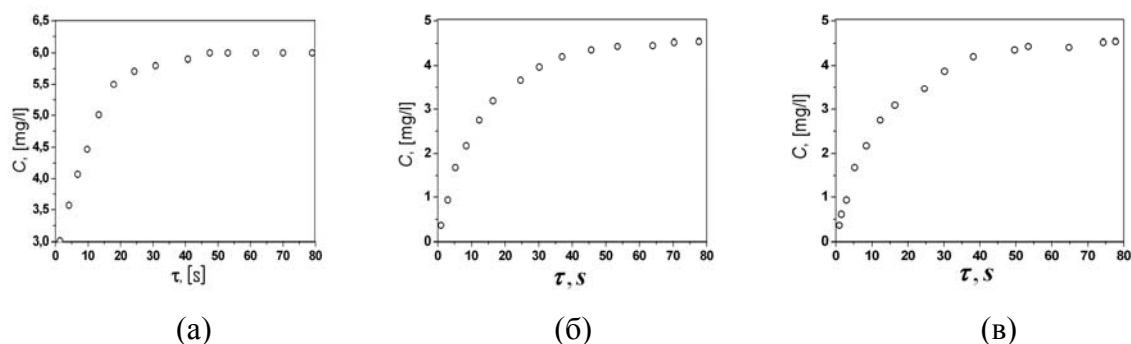
На долната фигура е показано изменението на концентрацията на кислорода в 1 m³ реактор с механично разбъркване при различни дебити и се вижда, че насищането при по големите дебити става за около 25 s, а при по-малките дебити за около 35 s. В такъв случай трябва да се търси компромис между дебита на газа и времето за достигане на равновесната концентрация на кислорода, като е по-рентабилно да не се работи при най-високите скорости на аериране, а да се избере напр. $Q=1200$ l/min.



Фиг. 2.15. Зависимост на скоростта на разтваряне на O₂ във вода (при 20° C) от дебита на подавания въздух в 1 m³ реактор с механично разбъркване

На следващите фигури е показано изменението на концентрацията на кислорода във времето в лабораторен и в полупромишлен реактор тип барботажна колона и ерлифт реактор с вътрешна циркулационна тръба.

Еднокубиковият барботажен реактор е преобразуван до ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба, като трябваше да се съобразяваме със съществуващите конструкции – фланецът на ферментатора е с диаметър 400 mm. Това означава, че на практика не може да се използва цилиндрична тръба с диаметър по-голям от 400 mm. Използваната конструкция на модифицирания реактор с вътрешна циркуляционна тръба е показана на фигура 2.11в.



Фиг. 2.16. Изменение на концентрацията на кислорода в полупромишлен (а) реактор с разбъркване, (б) реактор тип барботажна колона и (в) ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба $Q=0,02\text{m}^3.\text{s}^{-1}$; $U_G=0,025\text{m}.\text{s}^{-1}$

От експерименталните данни за концентрацията на кислорода в полупромишления реактор тип барботажна колона (фиг. 2.16б) и в реактор с вътрешна циркуляционна тръба (фиг. 2.16в) по динамичния метод с реаериране при посочените работни условия е определен обемният коефициент на масопренасяне k_La и съответно стойностите са 0.0691s^{-1} , за барботажната колона и $k_La= 0,065\text{s}^{-1}$ за ерлифт реактора с вътрешна циркуляционна тръба. При едни и същи работни условия (дебит на газа, геометрични размери и работен обем) в реактора с разбъркване и аериране времето за насищане е 35-40 s, докато в барботажната колона и ерлифт реактора с вътрешна циркуляционна тръба времето за насищане е почти едно и също около 55 s.

2.2.4. Заключение от експерименталното изследване на масопреносните параметри на реактор с разбъркване и аериране и на барботажна колона и ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба.

От получените експериментални данни може да се направи заключението, че:

1. Обемния коефициент на масопренасяне k_{La} се увеличава с увеличаване на оборотите на бъркачката и на дебита на газа и в 35l и в 1000l реактор с разбъркване и аериране.
2. Скоростта на разбъркване е основният фактор, който влияе на обемния коефициент на масопренасяне k_{La} , като с увеличаване на мащаба на реактора се увеличава и влиянието на оборотите и при 1m³ реактор е най-значимо.
3. В реактора с разбъркване изменението на обемния коефициент на масопренасяне k_{La} не е толкова чувствително към увеличаване на дебита на газа, колкото при барботажната колона въпреки, че при аериране с увеличаване на скоростта на газа влиянието на разбъркващия елемент намалява и газовият поток започва да определя характера на основното движение в реактора.
4. Получените корелации за k_{La} (таблица 2.2) са използвани успешно в разработените математични модели, представени в следващата глава.
5. Преобразуването на полупромишлен реактор тип барботажна колона в реактор с вътрешна циркулационна тръба не променя съществено картината на смесване и масообмен, което се вижда от близките стойности на k_{La} , получени при едни и същи работни условия..
6. При сравняване на концентрационните профили, времето за насищане и стойностите на обемния коефициент k_{La} в реактора с разбъркване и аериране и в реактор тип барботажна колона, се оказва, че е възможно реакторите с разбъркване и аериране да бъдат заменени с реактор тип барботажна колона, като най-подходящо е това да стане с лабораторния 35l реактор. Това е икономически и енергетично по-изгодно и рентабилно.

Таблица 2.2. Таблица с корелации, получените от експерименталните резултати

тип реактор	пълнен обем, [l]	работен обем, [l]	работни условия	корелации
Реактор с разбъркване	50	35	Вода – въздух H = 0,5 m D = 0,36 m H/D = 1,39 rps = 2 ÷ 8 r/s Q = 0,5.10 ⁻³ ÷ 3.10 ⁻³ m ³ s ⁻¹	$k_L a = 0,172.Q^{0,141}$ $k_L a = 0,0638.rps^{0,165}$
	1300	1000	Вода – въздух H = 1,68 m D = 1 m H/D = 1,68 rps = 2 ÷ 8 r/s Q = 0,015 ÷ 0,022 m ³ s ⁻¹	$k_L a = 0,0147.rps^{0,8858}$
Барботажна колона	50	35	Вода – въздух H = 0,5 m D = 0,36 m H/D = 1,39 Q = 0,5.10 ⁻³ ÷ 3.10 ⁻³ m ³ s ⁻¹	$k_L a = 0,2657.Q^{0,331}$
	85	58	Вода – въздух H = 3 m D = 0,19 m H/D = 15,78 U _G = 0,005 ÷ 0,05 m/s	$\varepsilon = 1,0955 U_G^{0,724}$ $\varepsilon = 0,117.H_r^{0,174}$ $\Delta p = 14674 U_G^{-0,0638}$ $\Delta p = 26733,75 Re^{-0,0638}$
	1300	1000	Вода – въздух H = 1,68 m D = 1 m H/D = 1,68 Q = 0,015 ÷ 0,022 m ³ s ⁻¹	$k_L a = 0,2467.Q^{0,21}$
Ерлифт реактор	5.5	3.8	Вода – въздух H = 1,87 m D = 0,05 m H/D _r = 37,4 A _d /A _r = 0,64 U _G = 0,005 ÷ 0,05 m/s	$\Delta p = 8843 U_G^{-0,044}$ $\Delta p = 12606 Re^{-0,044}$ $U_L = 4,0168 U_G^{0,382}$ $\varepsilon_r = 1,142 U_G^{0,688}$ $\varepsilon_d = 0,39 \varepsilon_r$ $\varepsilon_d = 0,6215 U_G^{0,7139}$ $\varepsilon_r = 0,125 H_r^{0,15}$
	92	62	Вода – въздух H = 3 m D = 0,19 m H/D = 15,78 A _d /A _r = 0,08 U _G = 0,005 ÷ 0,05 m/s	$\Delta p = 12620 U_G^{-0,0555}$ $\Delta p = 21166 Re^{-0,0555}$ $U_L = 2,685 U_G^{0,326}$ $\varepsilon_r = 1,81 U_G^{0,81}$ $\varepsilon_r = 0,01 H_r^{0,28}$

3. Математично моделиране на избраните конструкции газотечностни реактори.

За численото изследване на реактора с разбъркване и аериране, на реактора тип барботажната колона и на ерлифт реактора с външна циркулационна тръба са разработени и представени следните модели:

1. Модел с идеалното смесване по газова и по течната фаза.
2. Нестационарен двуфазен дисперсен модел за барботажна колона.
3. Нестационарен двуфазен дисперсен модел за ерлифт реактор с външна циркулационна тръба без сепаратор.
4. Нестационарен двуфазен дисперсен модел за ерлифт реактор с външна циркулационна тръба със сепаратор.

Моделите са предназначени да предсказват и интерпретират наблюдаваните концентрационни профили в газовата и течната фаза във времето и по височината на апаратите.

3.1. Постановка на математичните модели

Модел с идеално смесване

Този модел се основава на допускането, че в колоната интензивността на разбъркване е достатъчно голяма и концентрацията на разтворения кислород е еднаква в целия обем на реактора и по течната фаза и по газовата фаза, т.е. допускаме, че състоянието на течната фаза е близко до идеално смесване. Моделът съдържа две обикновени диференциални уравнения (3.1 и 3.2) и динамичен модел на кислородния електрод с времезакъснение - диференциално уравнение от 1-ви ред (Merchuk, 1990).

за газовата фаза е:

$$\frac{dC_G}{dt} = \frac{G}{V_G} (C_0 - C_G) - K_L a (C_L^* - C_{Li}) \frac{V_L}{V_G} \quad (3.1)$$

за течната фаза:

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L a (C_L^* - C_{Li}) \quad (3.2)$$

Динамичен модел на кислородния електрод.

Уравнението, което описва преноса на кислород през мембраната на електрода е:

$$\frac{dc_E}{dt} = \frac{(c_F - c_E)}{t_E} \quad (3.3)$$

Предложен е полуемперично уравнение от II ред за времезакъснението на отклика, което съдържа дифузионно времезакъснение от първи порядък.

$$\frac{dc_F}{dt} = \frac{(c_L - c_F)}{t_F} \quad (3.4)$$

Конвективният член в балансовото уравнение за течната фаза е пренебрегнат, както обикновено, което се дължи на малката разтворимост на кислорода във вода (за 20°C е 7,6 g/m³). C_L^* се пресмята по закона на Henry.

За обезразмеряване на уравненията на модела са използвани следните мащаби:

За концентрация – началната концентрация на кислорода в газовата фаза C_0

$$\text{За време} - t_G - \bar{t} = \frac{t}{t_G}$$

След обезразмеряването се получават следните безразмерни уравнения:
за газовата фаза:

$$\frac{d\bar{C}_G}{d\bar{t}} = \frac{\bar{t}}{V_G} (1 - \bar{C}_G) - K_L a \bar{t} (\bar{C}_L^* - \bar{C}_{Li}) \frac{V_L}{V_G} \quad (3.5)$$

за течната фаза:

$$\frac{d\bar{C}_L}{d\bar{t}} = K_L a \bar{t} (\bar{C}_L^* - \bar{C}_{Li}) \quad (3.6)$$

за дифузионния филм:

$$\frac{d\bar{c}_F}{d\bar{t}} = \frac{(\bar{c}_L - \bar{c}_F)}{t_F} \quad (3.7)$$

за мембраната на електрода:

$$\frac{d\bar{c}_E}{d\bar{t}} = \frac{(\bar{c}_F - \bar{c}_E)}{t_E}, \quad (3.8)$$

където $\bar{c}_F$ е безразмерната концентрация в дифузионния филм и $\bar{c}_E$ е безразмерната концентрация напускаща електрода през мембраната.

Получената система от обикновени диференциални уравнения се решава по метода на Рунге-Кутта при следните начални условия: $t = 0$, $C_G = C_0$, $C_L = 0$, $c_E = c_F = 0$

Нестационарен дисперсен модел на ерлифт реактор

Нестационарният дисперсен модел на ерлифт реактора е съставен от три частни диференциални уравнения с променливи коефициенти:

за течната фаза във възходящата тръба:

$$\frac{\partial(\varepsilon_{LR}C_{LR})}{\partial\tau} = -\frac{\partial(\varepsilon_{LR}U_{LR}C_{LR})}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z}\left(D_{LR}\varepsilon_{LR}\frac{\partial C_{LR}}{\partial z}\right) - k_L a(C_L^* - C_L) \quad (3.9)$$

за газовата фаза във възходящата тръба:

$$\frac{\partial(\varepsilon_{GR}C_{GR})}{\partial\tau} = -\frac{\partial(\varepsilon_{GR}U_{GR}C_{GR})}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z}\left(D_{GR}\varepsilon_{GR}\frac{\partial C_{GR}}{\partial z}\right) + k_L a(C_G^* - C_G) \quad (3.10)$$

за течната фаза в циркуляционната тръба:

$$\frac{\partial(\varepsilon_{LD}C_{LD})}{\partial\tau} = -\frac{\partial(\varepsilon_{LD}U_{LD}C_{LD})}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z}\left(D_{LD}\varepsilon_{LD}\frac{\partial C_{LD}}{\partial z}\right) \quad (3.11)$$

За обезразмеряване на горните уравнения са използвани следните мащаби:

За концентрация – за характерен мащаб е използвана началната концентрация на кислород в газовата фаза C_{Go} ;

За скорост – приведената скорост на газа на вход в реактора U_{Go} ;

За надлъжна координата – височината на реактора L ;

За коефициента на надлъжно смесване – този, в газовата фаза D_{Go} ;

За време $-L/U_{Go}$.

Безразмерната система от уравнения добива вида:

За барботажна колона:

$$\frac{\partial(\varepsilon_G\bar{C}_G)}{\partial\bar{\tau}} + \bar{U}_G \frac{\partial(\varepsilon_G\bar{C}_G)}{\partial\bar{z}} = \frac{\partial}{\partial\bar{z}}\left(\bar{D}_G\varepsilon_G\frac{\partial\bar{C}_G}{\partial\bar{z}}\right) - \frac{L}{U_{Go}}k_L a(\bar{C}_L^* - \bar{C}_L) \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_L\bar{C}_L)}{\partial\bar{\tau}} + \bar{U}_L \frac{\partial(\varepsilon_L\bar{C}_L)}{\partial\bar{z}} = \frac{\partial}{\partial\bar{z}}\left(\bar{D}_L\varepsilon_L\frac{\partial\bar{C}_L}{\partial\bar{z}}\right) + \frac{L}{U_{Go}}k_L a(\bar{C}_L^* - \bar{C}_L) \quad (3.13)$$

За ерлифт реактор:

$$\frac{\partial(\varepsilon_G\bar{C}_G)}{\partial\bar{\tau}} = -\frac{\partial(\varepsilon_G\bar{U}_G\bar{C}_G)}{\partial\bar{z}} + \frac{1}{Bo_G}\frac{\partial}{\partial\bar{z}}\left(\bar{D}_G\varepsilon_G\frac{\partial\bar{C}_G}{\partial\bar{z}}\right) - \frac{L}{U_{Go}}k_L a(\bar{C}_L^* - \bar{C}_L) \quad (3.14)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_{LR}\bar{C}_{LR})}{\partial\bar{\tau}} = -\frac{\partial(\varepsilon_{LR}\bar{U}_{LR}\bar{C}_{LR})}{\partial\bar{z}} + \frac{1}{Bo_{LR}}\frac{\partial}{\partial\bar{z}}\left(\bar{D}_{LR}\varepsilon_{LR}\frac{\partial\bar{C}_{LR}}{\partial\bar{z}}\right) + \frac{L}{U_{Go}}k_L a(\bar{C}_L^* - \bar{C}_L)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_{LD}\bar{C}_{LD})}{\partial\bar{\tau}} = -\frac{\partial(\varepsilon_{LD}\bar{U}_{LD}\bar{C}_{LD})}{\partial\bar{z}} + \frac{1}{Bo_{LD}}\frac{\partial}{\partial\bar{z}}\left(\bar{D}_{LD}\varepsilon_{LD}\frac{\partial\bar{C}_{LD}}{\partial\bar{z}}\right), \quad (3.15)$$

където: $Bo = \frac{UL}{D}$

Получената система частни диференциални уравнения е решавана по метода на крайните разлики с приложен модифициран метод на експоненциална апроксимация (Дулан и др., 1983), който дава възможност за свободно вариране на параметрите на числения метод така, че да получим добро съответствие на разликовата с

непрекъснатата задача. Важна особеност на този метод е използването на коефициенти, съдържащи експоненти. Експоненциалната апроксимация дава добра сходимост както за малки, така и за средни и големи стойности на параметрите при следните начални и гранични условия:

За барботажен реактор:

При $\tau = 0$

$$C_G|_{z=0} = C_{Go} \quad C_L|_{z=0} = 0 \quad (3.16)$$

Граничните условия допълващи горните уравнения са : на вход на колоната (при $z = 0$) условие на Danckwerts.

$$D_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \Big|_{z=0} = U_G (C_{Go} - C_G|_{z=0}) \quad (3.17)$$

$$D_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \Big|_{z=0} = D_L \frac{\partial C_L}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \quad (3.18)$$

На изход от колоната при ($z = L$) плосък скоростен профил :

$$D_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \Big|_{z=L} = D_L \frac{\partial C_L}{\partial z} \Big|_{z=L} = 0 \quad (3.19)$$

За ерлифт реактор:

$$\text{Начални условия: при } \tau = 0 \quad C_G(0)=1, \quad C_{LR}(0)=0, \quad C_{LD}(0)=C_{LR}|_{z=L} \quad (3.20)$$

Гранични условия:

При $z = 0$

$$D_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \Big|_{z=0} = U_G (C_G|_0 - C_{Go}); \quad (3.21)$$

$$D_{LR} \frac{\partial C_{LR}}{\partial z} \Big|_{z=0} = U_{LR} (C_{LR}|_{z=0} - C_{LD}|_{z=0}); \quad (3.22)$$

при $z = L$

$$\frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{\partial C_{LR}}{\partial z} = 0; \quad (3.23)$$

$$D_{LD} \frac{\partial C_{LD}}{\partial z} = U_{DL} (C_{LR}|_{z=L} - C_{LD}|_{z=L})$$

Математичен модел на ерлифт реактор с газотечностен сепаратор

Математичния модел на ерлифт реактор с газотечностен сепаратор е съставен от три частни диференциални уравнения с променливи коефициенти (3.20,3.21,3.22), отчитащи аксиалната дисперсия за зоната от основата до върха на възходящата тръба и

от върха до дъното на низходящата тръба и модел за идеално смесване за газотечностния сепаратора на върха на колоната.

За газовата фаза:

$$\frac{\partial \varepsilon_{SG} C_{SG}}{\partial \tau} = -K_L a (C^* - C_1) \quad (3.24)$$

За течната фаза:

$$\frac{\partial \varepsilon_{SL} C_{SL}}{\partial \tau} = K_L a (C^* - C_1) \quad (3.25)$$

Граничните условия за сепаратора са:

при $\tau = 0$, $C_G = C_G|_{z=L}$; $C_L = C_L|_{z=L}$;

$$\text{при } z=L \quad \frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{\partial C_{LR}}{\partial z} = \frac{\partial C_{LD}}{\partial z} = 0; \quad (3.26)$$

$$z = L \quad (3.27)$$

$$D_{LD} \frac{\partial C_{LD}}{\partial z} = U_{DL} (C_{LR}|_{z=L} - C_{LD}|_{z=L})$$

$$z = L \quad D_{SL} \frac{\partial C_{SL}}{\partial z} = U_{SL} (C_{SL}|_{z=L}) \quad (3.28)$$

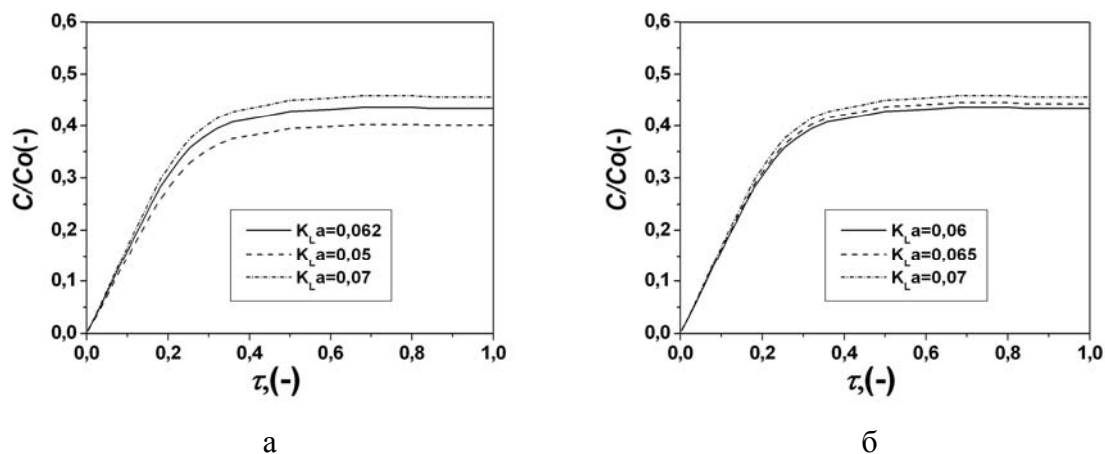
Численото решение на уравненията (3.24) и (3.25) в тази секция е получено по метода на Runge-Kutta.

3.2. Числени експеримент

Проведени са серия от числени експерименти при различни стойности на управляващите параметри, с цел да се установи тяхното влияние върху решението на моделите. Използвани са различни функционални зависимости за коефициентите на моделите, получени от експерименталните резултати (таблица 2.2).

3.2.1. Числени експерименти с използване на модела с идеално смесване

За оценка на влиянието на интензивността на разбъркване и разходът на подавания въздух върху решението на модела, са проведени числени експерименти, като са използвани изведените от експерименталните резултати корелации за обемния коефициент на масопренасяне $k_L a$.



Фиг. 3.1. Концентрационни профили на кислорода в лабораторен реактор с механично разбъркване, при различни стойности на обемния коефициент на масопренасяне k_{La} , пресметнат по корелацията (а) $k_{La} = 0,063 \text{ gps}^{0,165}$, (б) $k_{La} = 0,172 \text{ Q}^{0,141}$

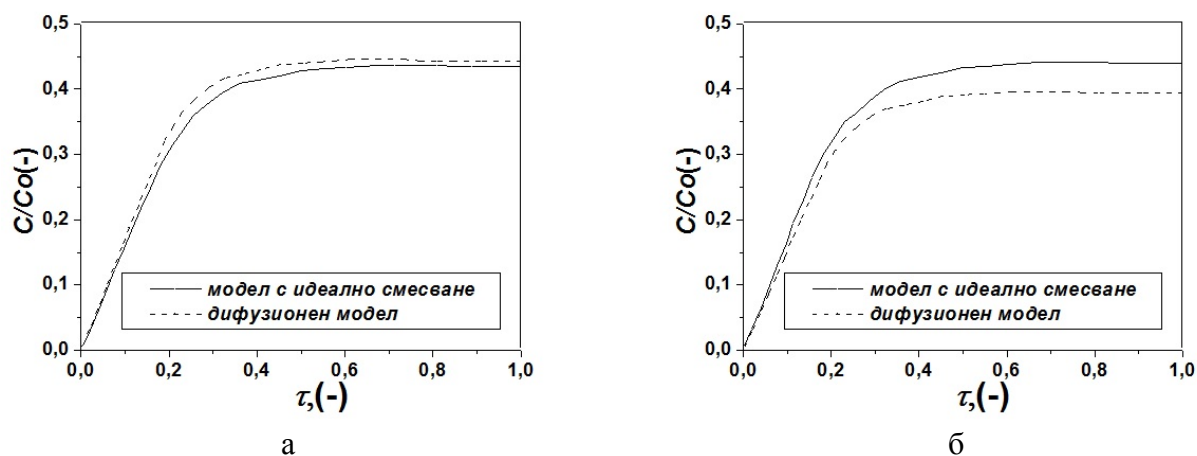
Числените резултати представени на фигура 3.1а и 3.1б показват, че решенията на модела са чувствителни към промяна на стойностите на k_{La} . По-силно е влиянието на промяната на скоростта на разбъркване (фиг. 3.1а), както е доказано и от проведените експерименти. Вижда се, че моделът реагира адекватно на изменение на стойностите на обемния коефициент на масопренос k_{La} .

3.2.2. Числени експерименти с използване на модела с идеално смесване и на нестационарния дисперсен модел

За тестване на моделите са направени числени експерименти с модел за идеално смесване и с нестационарен дисперсен модел за моделиране на концентрационните профили на кислорода в барботажна колона с различни обеми – 35 l и 1000 l. За променливите коефициенти в модела са използвани функционалните зависимости, получени от експерименталните резултати Таблица 2.2. За коефициентите D_G и D_L в барботажната колона са използвани корелациите на Towell и Ackerman (1972).

От фигура 3.2а ясно се вижда, че дисперсният модел и моделът с идеално смесване дават близки стойности за изменение на концентрацията на кислорода във времето в лабораторен реактор тип барботажна колона. Това е естествено и очаквано, тъй като в барботажна колона с такива размери ($V=35\text{l}$; $H=0,5\text{m}$; $D=0,36\text{m}$; $H/D=1.39$) не се формира типичното поведение за този тип реактори, а именно значително обратно смесване. В полупромишлената барботажната колона с работен обем 1000l и $H/D=1,68$ влиянието на аксиалната дисперсия е значително и трябва да бъде отчетено, затова и

резултатите от решението на модела с идеално смесване се различават видимо от тези от решението на дисперсионния модел (фиг. 3.2б).



Фиг. 3.2. Концентрационни профили на кислорода получени от решението на двата модела (а) за лабораторен реактор тип барботажна колона, (б) за полупромишлен реактор тип барботажна колона $D_L = 2.8d_C^{1.6}U_G^{0.43}$; $D_G = 2.7d_C^{1.4}U_G^{0.3}$; $\varepsilon_G = 1,0955 U_G^{0.724}$; $\varepsilon_G = 0,117.H^{0.174}$; $k_L a = 0,2467.Q^{0.21}$ при (а); $k_L a = 0,2657.Q^{0.331}$ при (б)

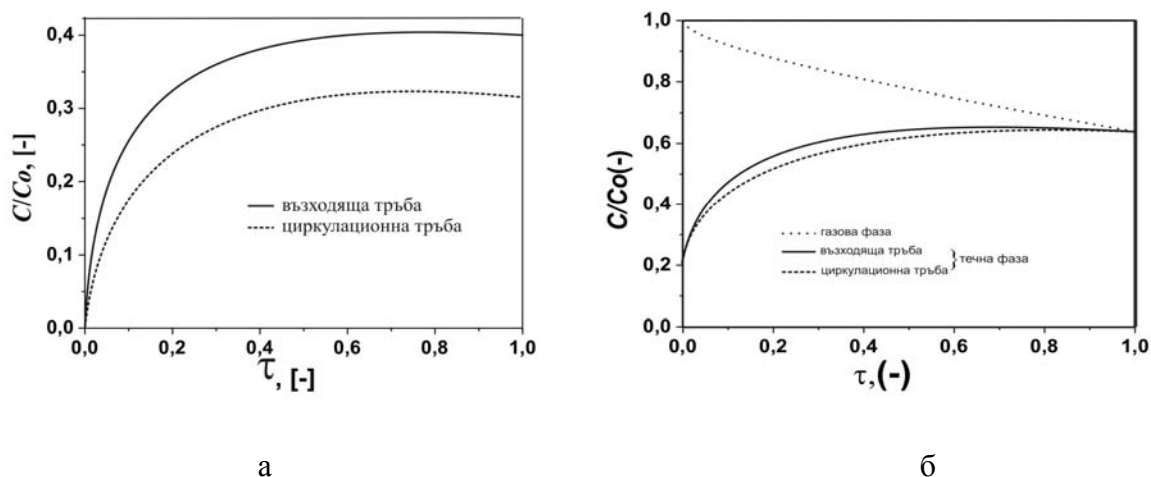
3.2.3. Числени експерименти с дисперсния модел на ерлифт реактор без сепаратор

Предлаганият нестационарен дисперсен модел може да се използва за определяне и анализиране на изменението на концентрацията на разтворения кислород по дължината на ерлифт реактора. Наблюдаваните концентрационни профили са нелинейни поради комбинираното влияние на хидродинамичните и масопреносните параметри: скорост на аерация; скорост на циркулация; газосъдържание; коефициент на аксиална дисперсия в течната и газовата фаза; обменен коефициент на масопренасяне.

С цел да се направи оценка на влиянието на параметрите на модела върху решението му, са проведени серия от числени експерименти с постоянни и променливи коефициенти за пилотен ерлифт реактор без и със сепаратор. Използваните функционални зависимости на коефициентите са получени експериментално и са дадени в таблица 2.2. За коефициентите D_G и D_L в ерлифт реактора са използвани корелациите на Kawase и Moo Young (1986).

$$\begin{aligned} \varepsilon_r &= 1,81 U_G^{0.81} & D_G &= 0,453.g^{1/3}.D_C^{4/3}(U_G - 0,65.U_G)^{1/3} \\ \varepsilon_r &= 0,125.H_R^{0.15} & D_L &= 0,35.g^{1/3}.D_C^{4/3}.(U_L - 0,43.U_L)^{1/2} \\ U_L &= 2,685 U_G^{0.325} & k_L a &= 0,2657.Q^{0.21} \end{aligned}$$

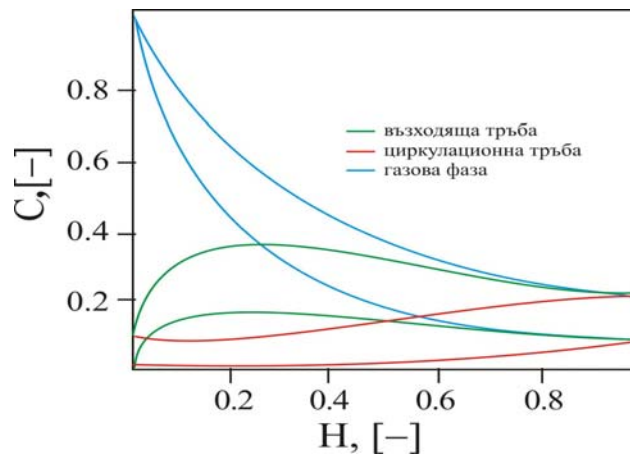
На следващата фигура са показани резултатите от решението на дисперсия модел за пилотен ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба ($H_r=3\text{m}$; $H_d=2.8\text{m}$; $A_d/A_r=0,08$) във възходящата и в циркуляционната тръба по времето.



Фиг. 3.3. Концентрационни профили на кислорода във времето за ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба във възходящата и в циркуляционната тръба (а) при пета итерация и (б) при десетата итерация по времето

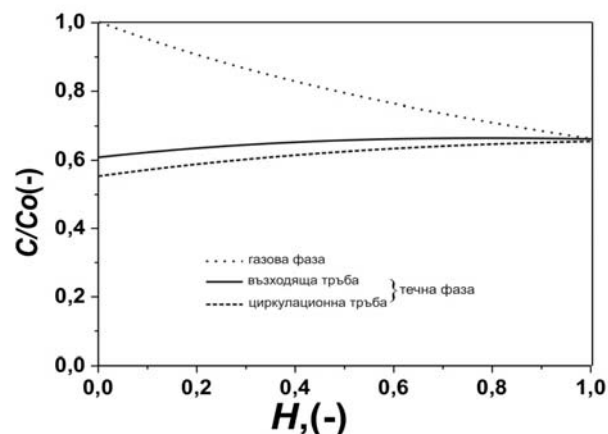
Процесът се стабилизира бързо (за 25 s) на десетата итерация, което се потвърждава от фигура 3.3б, която представя резултатите от решението на дисперсия модел за ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба във възходящата и в циркуляционната тръба при десетата итерация.

Резултати от решението на дисперсия модел за ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба по височината на възходящата и на циркуляционната тръба при първа и трета итерация по времето са показани на фигура 3.4. На фигурата е дадено изменението на концентрацията на кислорода, съответно в двете фази по височината на реактора.



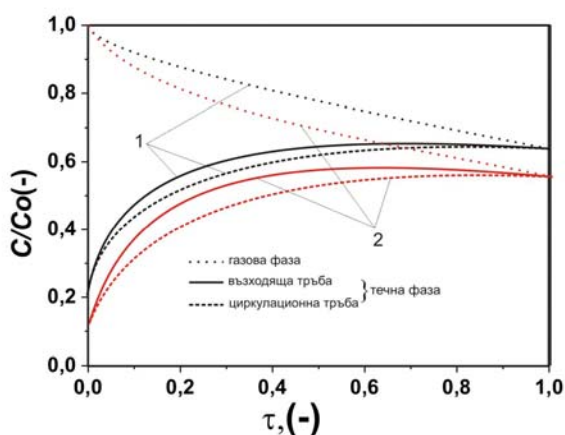
Фиг. 3.4. Изменение на концентрацията на кислорода по височината на възходящата и циркуляционната тръба за ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба на първа и трета итерация по времето

На първата итерация концентрацията на кислорода в течната фаза се увеличава по-рязко само в долната част на колоната и в последствие изменението е по-плавно, докато в газовата фаза изменението на концентрацията на кислорода рязко намалява в долната част на колоната и така стръмно се изменя по цялата височина на реактора. На петата итерация изменението на концентрацията в течната фаза следва същата тенденция, докато в газовата—изменението е по-плавно отколкото при първата итерация. Както се вижда от следващата фигура на десетата итерация концентрациите на кислорода са достигнали стационарно състояние.



Фиг. 3.5. Резултати от решението на дифузионния модел за ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба по височината на възходящата и циркуляционната тръба при итерация № 10

За да се провери адекватността на модела са проведени серия от числени експерименти с постоянни коефициенти.

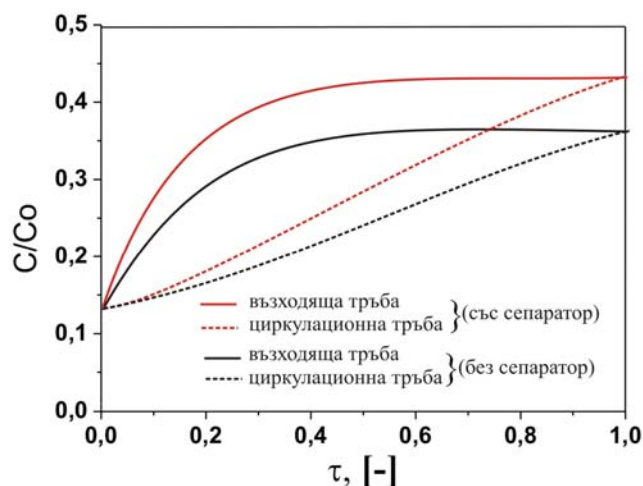


Фиг. 3.6. Концентрационни профили на кислорода във времето при променливи коефициенти (Криви 1) и при постоянни коефициенти (Криви 2)

Фигура 3.6. показва, че приемането на постоянни коефициенти като: газосъдържание, приведена скорост на газа, коефициент на аксиална дисперсия по газовата и по течната фаза и постоянно k_{La} , водят до съществени разлики в решението на модела, което дава достатъчно основание да приемем, че моделът реагира адекватно и че се налага определяне на зависимостите на коефициентите на модела от останалите параметри.

3.2.4. Числени експерименти с дисперсия модел на ерлифт реактор със сепаратор

Направено е сравнение между концентрационните профили от решението на модела за ерлифт реактор без сепаратор и решението на модела за ерлифт реактор със сепаратор. Използвани са същите функционални зависимости за коефициентите на модела. Фигура 4.12 показва влиянието на газотечния сепаратор върху концентрационните профили на кислорода във възходящата и низходяща секция в ерлифт апарат на първа и пета итерация по времето. Очевидно е, че присъствието на сепаратор има значително влияние върху изменението на концентрацията на кислорода във възходящата и циркуляционната тръба, което се обяснява с времето на смесване и изменението на газосъдържанието в присъствието на сепаратор.



Фиг. 3.7. Сравнение на концентрационните профили на кислорода във възходящата и низходяща секция в апарат с и без сепаратор на първа и пета итерация по времето

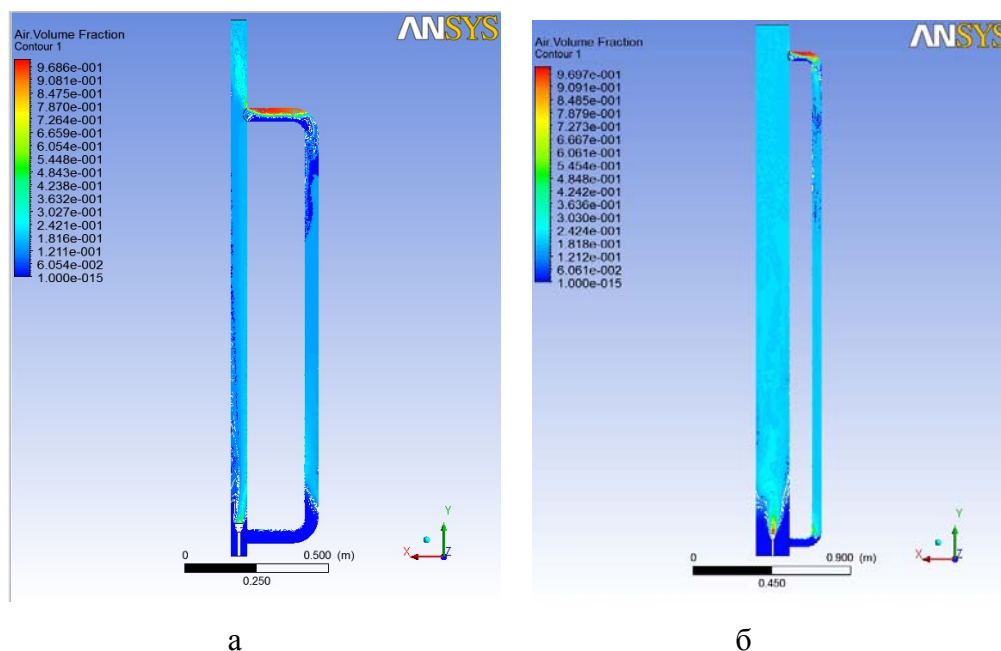
3.2.5. CFD симулации на хидродинамичното поведение на лабораторния и пилотния ерлифт реактори с външна циркулационна тръба с помощта на софтуерния продукт ANSYS CFX – v.14

Целта е компютърна симулация на изменението на газосъдържанието и на скоростта на циркулация в зависимост от приведената скорост на газа и да се проследи влиянието на съотношението на сечението на низходящата към сечението на възходящата тръба (A_d/A_r) върху тези параметри в двата ерлифт реактора.

Геометрията е изградена в средата на програмния продукт Design Modeler на базата на работни чертежи. Изчислителната мрежа се състои от 74 894 тетраедъра за лабораторната конфигурация и от 101 675 тетраедъра за пилотната конфигурация на ерлифт апарата. Използван е численият метод на Ойлер-Ойлер за нестационарна симулация на двуфазните потоци в ерлифт реактор и k- ϵ моделът за отчитане на турбулентността на течната фаза.

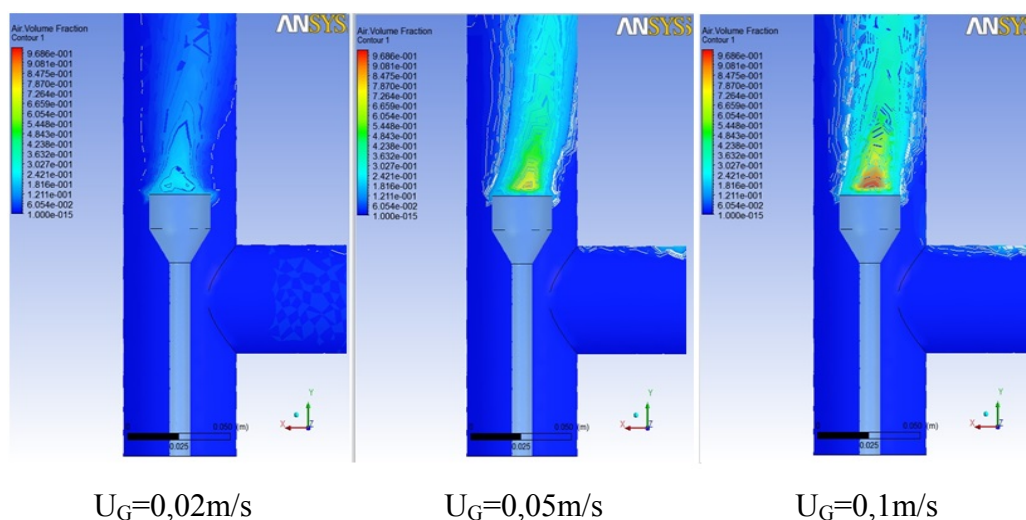
Проведени са числени експерименти при различна приведената скорост на газа (0,005 m/s до 0,05 m/s), за да се установи влиянието ѝ върху газосъдържанието и скоростта на циркулация в ерлифт реактор (лабораторен и пилотен). Получените числени резултати за разпределението на газосъдържанието при една и съща приведена скорост на газа в двата реактора са представени под формата на цветни контури на

фигура 3.8а и 3.8б. Установено е, че при тези работни условия газосъдържанието в пилотната конфигурация има по-високи стойности, отколкото в лабораторния ерлифт реактор, както е доказано и от физическия експеримент (фиг. 2.8).

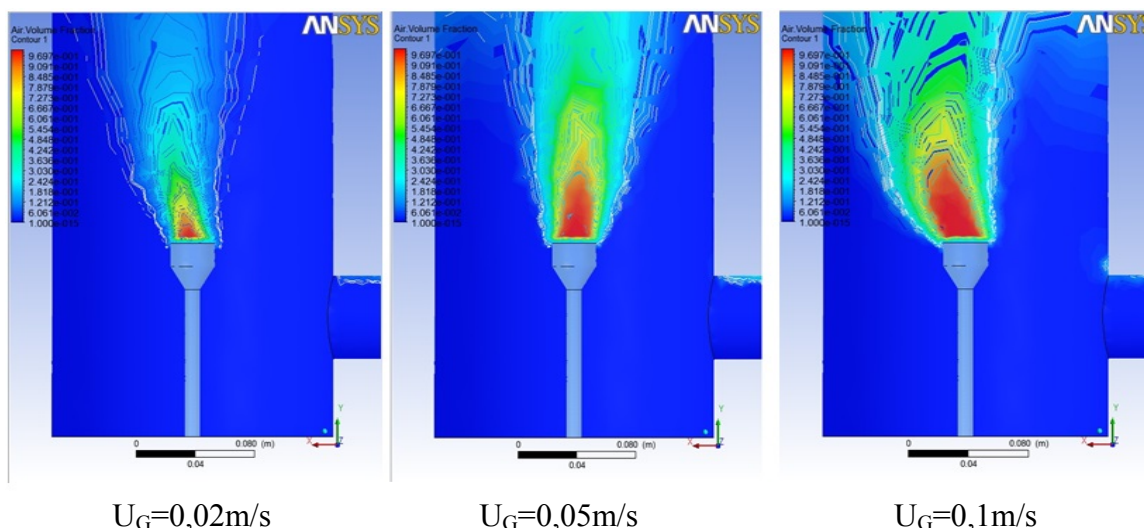


Фиг. 3.8. Контурно представяне на газосъдържанието в (а) лабораторен и в (б) пилотен ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба при приведена скорост на газа 0,05 m/s

На фигури 3.9 и 3.10 под формата на контури е представено изменението на газосъдържанието в областта над барботьора при различни скорости на газа в двата ерлифт реактора.



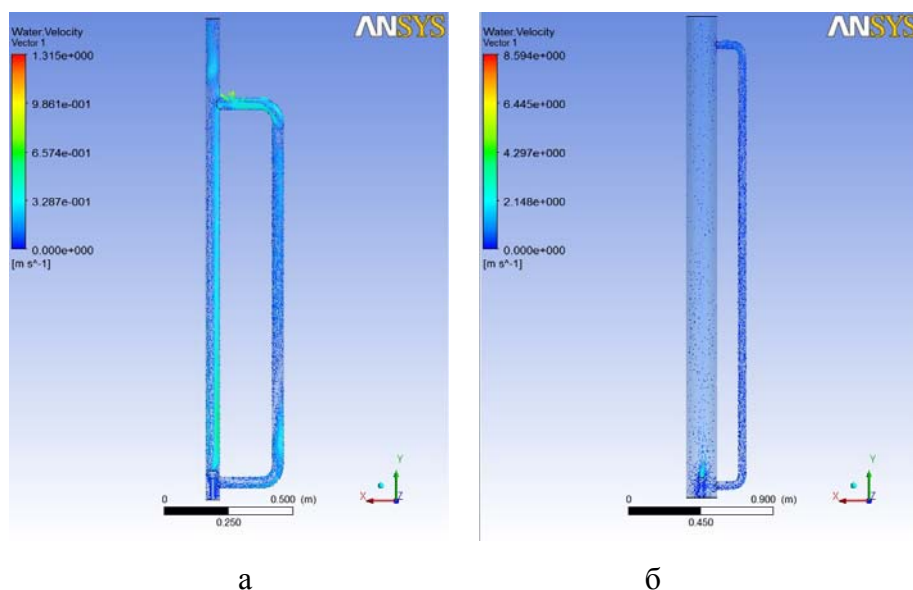
Фиг. 3.9. Разпределение на газосъдържанието в областта над барботьора в лабораторния ерлифт реактор при различни скорости на газа



Фиг. 3.10. Разпределението газосъдържанието над барботьора в пилотния ерлифт реактор при различни скорости на газа

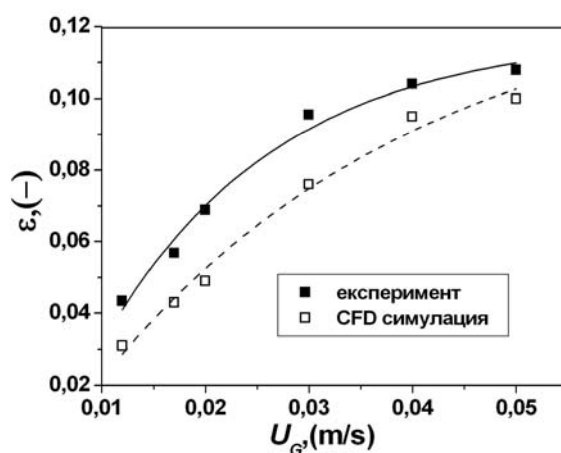
Както се вижда от горните фигури при една и съща приведена скорост на газа в по-големия по обем реактор още в областта над барботьора, газонапълването достига по-големи стойности (фиг. 3.10) отколкото в по-малкия лабораторен ерлифт реактор (фиг. 3.9). От друга страна с увеличаване на приведената скорост на газа и в двете конструкции се отчита нарастване на газосъдържанието, т.е. дебитът на газа оказва съществено влияние върху степента на аериране в ерлифт апаратите.

На фиг. 3.11а и фиг. 3.11б векторно е представена скоростта на циркулация на течната фаза при една и съща приведена скорост на газа. И в този случай симулацията следва тенденцията установена от експеримента: в пилотния ерлифт реактор скоростта на циркулация на течната фаза да достига по-малки стойности, отколкото в лабораторния, при една и съща приведена скорост на газа и да се увеличава с увеличаване на приведената скорост на газа.



Фиг. 3.11. Контурно представяне на скоростта на циркуляция в (а) лабораторен и (б) в пилотен ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба при приведена скорост на газа 0,05 m/s

Направена е валидация на компютърния модел за лабораторния ерлифт реактор по основния хидродинамичен параметър газосъдържанието в зависимост от приведената скорост на газа. На долната графика е показано сравнение между числените резултати за газосъдържанието от компютърните симулации с ANSYS CFX и експерименталните данни за газосъдържанието в този реактор при приведена скорост на газа от 0,005m/s до 0,05m/s. Средната грешка между числените и експерименталните стойности в този диапазон на изменение на приведената скорост е 17,6%, което е задоволителен резултат.

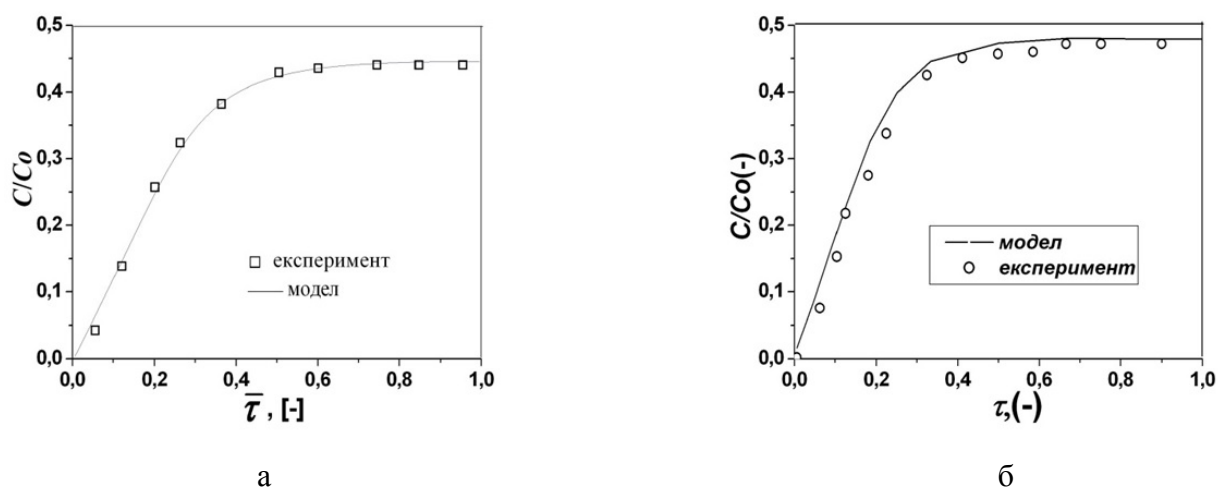


Фиг. 3.12. Газосъдържание от експериментални данни и числени резултати от CFD симулацията за лабораторен ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба

4. Сравнение на числени решения на моделите с експериментални резултати

С цел оценка на адекватността на моделите, е направено сравнение между числените резултати, получени като решение на нестационарния дисперсен модел и концентрационните профили на кислорода във времето, получени в резултат на експеримента с барботажен реактор и реактор с вътрешна циркулационна, както и между числените резултати, получени като решение на модела с идеално смесване, сравнени с резултатите от експеримента с реактор с механично разбъркване и аериране.

На следващата фигура са показани концентрационните профили на кислорода във времето, получени в резултат на експеримента в 35 l и 1000 l реактор с разбъркване и аериране и от решението на модела с идеално смесване за този реактор. Очевидно решението на модела показва много добро съвпадение с експерименталните резултати и използването на този модел е много подходящо за такъв тип реактори. Модела с идеално смесване се оказва подходящ за моделиране на концентрационните профили и в полупромишлен реактор с разбъркване. Допълнително предимство е, че е прост и дава бързи и лесни решения.

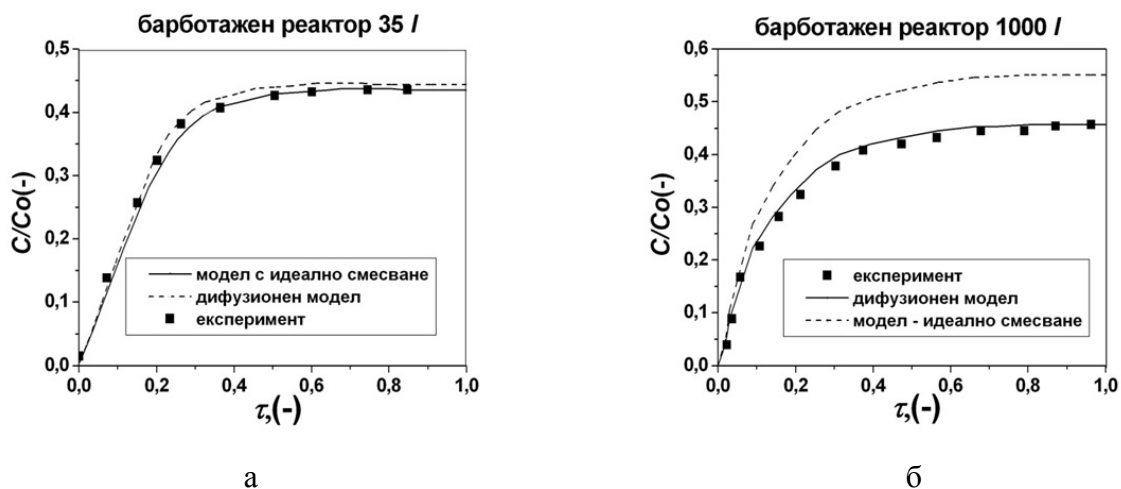


Фиг. 4.1. Концентрационни профили на кислорода от експерименталните резултати и от численото решение на модела с идеално смесване (а) за 35 l реактор и (б) за 1000 l реактор с разбъркване и аериране

Направено е сравнение между числените резултати, получени като решение на нестационарния дисперсен модел и модела с идеално смесване, за барботажна колона (лабораторна 35 l и полупромишлена 1000 l).

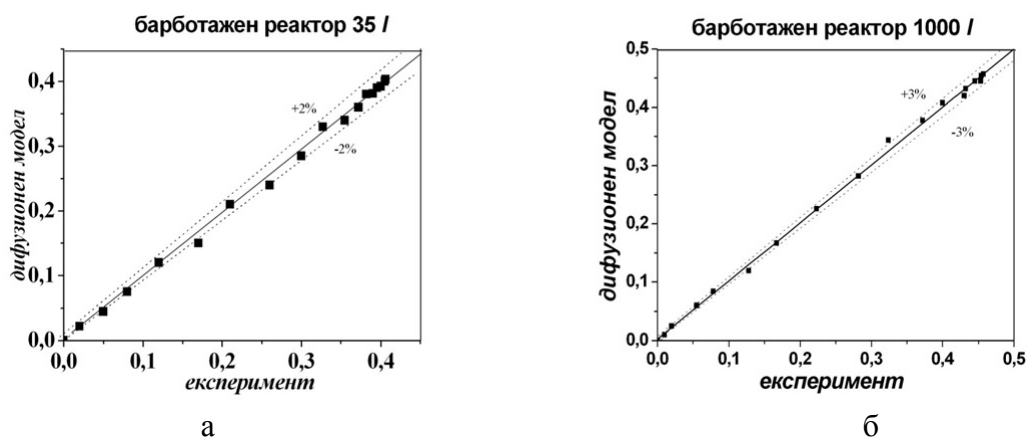
На фигура 4.2 са показани концентрационните профили на кислорода във времето, получени в резултат на експеримента и при решението на модела с идеално смесване и на дисперсия модел. От фигурата ясно се вижда, че моделът с идеално

смесване показва по-добро съвпадение с експерименталните резултати, отколкото дисперсията модел въпреки, че грешка от 2% при дисперсията модел също е много добър резултат (фиг. 4.3а). И двата модела са подходящи в случая и могат да бъдат успешно използвани за моделиране масообмена в барботажна колона с такъв работен обем.



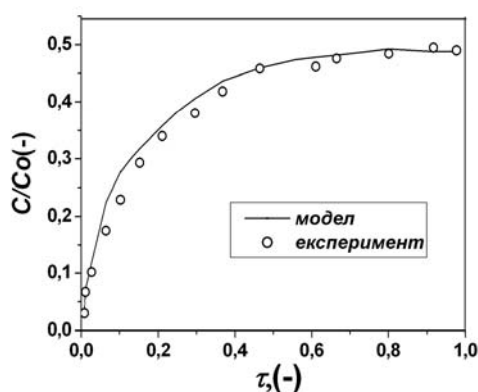
Фиг. 4.2. Концентрационните профили на кислорода във времето от числени и от експериментални резултати (а) за 35 l барботажна колона и (б) 1000 l барботажна колона

На фигура 4.2б е показано сравнението на концентрационните профили от решението на двата модела и експерименталните данни за 1000 l барботажна колона. В този случай решението на модела с идеално смесване дава значително отклонение и не е подходящ за барботажни колони с такъв обем и размери $H = 1,68\text{m}$; $D = 1\text{m}$. Докато решенията с дисперсията модел показват грешка 3%, както е показано на фигура 4.3б, което означава, че моделът е адекватен и подходящ за моделиране на полупромишлени барботажни колони.



Фиг. 4.3. Сравнение между числените и експерименталните резултати (а) за 35 l барботажна колона и (б) за 1000 l барботажна колона

На следващата фигура са показани концентрационните профили на кислорода във времето, получени в резултат на експеримента и при решението на дисперсния модел за ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба със следните параметри: $D_L = 2.8d_C^{1.6}U_G^{0.43}$; $D_G = 2.7d_C^{1.4}U_G^{0.3}$; $\varepsilon_G = 1.0955 U_G^{0.724}$; $\varepsilon_G = 0.117.H^{0.174}$; $k_L a = 0.2657.Q^{0.331}$



Фиг. 4.4. Сравнение между експерименталните резултати и решението на модела за 1 m³ ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба

От фигура 4.4 ясно се вижда, че дисперсният модел показва много добро съвпадение с експерименталните резултати и може да бъде използван за моделиране и на този тип ерлифт реактори.

4.1. Заключение от числените експерименти и сравнението на числените решения от моделите с експерименталните резултати

1. Предложени са два математични модела за описание на процеса на масопренасяне на кислород в газотечностни реактори – модел на идеално смесване и дисперсен модел, съставени от уравнения за газовата и течната фаза. Решението на първия модел е получено по метода на Runge-Kutta, а на втория – по метода на крайните разлики, като е използван модифициран метод на експоненциална апроксимация, който дава възможност за свободно вариране на параметрите на числения метод.
2. От числените резултати, получени при тестването на моделите с променливи и постоянни коефициенти се установи, че е необходимо определяне на зависимостите на коефициентите на модела от останалите параметри и че изведените от експерименталните резултати уравнения са много подходящи.

3. Разработеният нестационарен дисперсен модел с променливи коефициенти успешно предсказва хода на концентрационните профили на разтворения кислород и по времето и в аксиално направление както за ерлифт реактор, така и за барботажна колона в диапазон от практически интерес.
4. От направената валидация на математичните модели може да се каже, че моделът с идеално смесване е подходящ за моделиране, както на лабораторния 35l, така и на полупромишления 1000l реактор с разбъркване и аериране. Същият показват добро съвпадение и при моделиране на лабораторната 35l барботажна колона.
5. Резултатите от числените експерименти с разработения дисперсен модел показват много добро съвпадение с експерименталните данни от физическите изследвания (грешката е от 2% до 3%) за барботажна колона и ерлифт реактор с вътрешна циркуляционна тръба в полупромишлен мащаб, които са рядко изследвани.
6. Компютърните симулации със софтуерния продукт ANSYS CFX следват очакваните тенденции за хидродинамичното поведение на двуфазните потоци в ерлифт реактор с външна циркуляционна тръба и показват задоволително добро съвпадение с получените експериментални данни за лабораторен ерлифт реактор при приведена скорост на газа от 0,005m/s до 0,05 m/s.
7. Експерименталните и числени резултати, получени от апарати в промишлен мащаб, дават възможност за оценка ефективността на масопреносните процеси в тези реактори и за тяхното приложение като биореактори, което да е икономически и енергетично изгодно за биотехнологичното производство.

5. Основни резултати и приноси

Основните резултати и приноси на дисертационния труд на тема "Хидродинамични и масообменни изследвания в двуфазни системи", могат да се класифицират в две основни групи: научни и научно-приложни приноси.

1. Научни приноси:

- 1.1. Оценено е влиянието на различните параметри на изследваните експериментални инсталации върху основните хидродинамични характеристики на ерлифт реактор: режими, пад на налягане, газосъдържание, скорост на циркулация на течната фаза, при основна експериментална променлива - приведената скорост на газа.
- 1.2. Определени са обемните коефициенти на масопренасяне в реактор с разбъркване и барботажна колона чрез динамичен метод с реаериране в лабораторен и пилотен мащаб. Определено е и влиянието на оборотите на бъркачката и на обемния разход на газа върху обемния коефициент на масопренасяне k_{La} .
- 1.3. Получени са корелации на експериментални данни използвани след това при разработването на математичния модел. Тези корелации включват зависимости на различни параметри на модела от приведената скорост на газа, а именно: газосъдържание, пад на налягане, скорост на циркулация на течната фаза и обемнен коефициент на масопренасяне k_{La} при различни геометрични симплекси.
- 1.4. Разработен е нестационарен дисперсен модел с променливи коефициенти. Използвани са корелации от експериментални данни, получени от експерименти в реактори с различен мащаб.
- 1.5. Доказана е приложимостта на предложения дисперсен модел с променливи коефициенти за производствен барботажен и ерлифт реактор, в диапазон от практически интерес. Моделът позволява да се изследват числено взаимовръзките между основните параметри на изследваните системи при минимизиране на броя на физическите експерименти.
- 1.6. Разработеният модел позволява да се развият възможностите за компютърно моделиране на изследваните процеси.

2. Научно-приложни приноси

- 2.1. Проектирани и реализирани са инсталации за изследване на ерлифт реактори в лабораторен и пилотен мащаб.
- 2.2. Оценена е ефективността на пневматичното разбъркване върху подобряване на преносните характеристики на конвенционален ферментатор при отстраняване на механичното разбъркващо устройство. Това предимство се изразява в понижени енергийни разходи и намалени механични стресиращи фактори върху развиващите се микроорганизми.
- 2.3. Разработен е компютърен модел със софтуерния пакет ANSYS CFX за числено изследване на работата на съществуващите лабораторен и пилотен ерлифт реактори с външна циркулационна тръба и на проектиран ерлифт реактор с вътрешна циркулационна тръба.

Използвана литература:

1. Blazej, M., Cartland Glover, G.M., Generalis, S.C., Markos, J., 2004, Gas-liquid simulation of an airlift bubble column reactor, *Chemical Engineering and Processing*, 43, 137-144.
2. Chisti, M. Y., and Moo-Young, M. 1987) "Airlift reactors: Characteristics, applications, and design considerations." *Chemical Engineering Communications*, 60: 195-242
3. Hekmat A., Amooghin A.E., Moraveji M.K., 2010, CFD simulation of gas-liquid flow behaviour in an air-lift reactor: determination of the optimum distance of the draft tube, *Simulation Modelling Practice and Theory*, 18, 927-945.
4. Hosseini, M., Shojaosadati, S.A., Towighi, J., 2003. Application of bubble column reactor for the production of a single-cell protein from cheese whey. *Industrial Engineering Chemistry and Research* 42, 764-766.
5. Karcz, J., Musial, M., Bitenc, M., Domanski, M., 2013, CFD Modelling of the Fluid Flow Characteristics in an External-Loop Air-Lift Reactor. *Chemical Engineering Transactions*, 32, 2013, 1435-1440.
6. Kawase, Y. and Moo-Young, M., "Liquid phase mixing in bubble columns with Newtonian and non-Newtonian fluids," 1986, *Chem. Eng. Sci.*, 41(8), 1969-1977.
7. Ketel, D.H., 1987, Callus and cell culture of *Tagetes* species in relation to production of thiophenes. Thesis, Agricultural University, Wageningen.
8. Luo, H.-P., Al-Dahhan, M.H., 2004. Analyzing and modeling of photobioreactors by combining first principles of physiology and hydrodynamics. *Biotechnology and Bioengineering* 85 (4), 382–393
9. Merchuk, J. C., 1986. "Gas hold-up and liquid velocity in a two-dimensional air lift reactor." *Chemical Engineering Science*, 41(1): 11-16.
10. Merchuk, J.C., Yona, S., Siegel, M. H., Ben Zvi, A., 1990, On the first approximation to the response of dissolved oxygen electrodes for dynamic $K_L a$ estimation, *Biotech. Bioeng.* 35, 1161 - 1163.
11. Merchuk, J.C., Gluz, M., Mukmenev, I., 2000. Comparison of photobioreactors for cultivation of the microalga *Porphyridium* sp. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 75 (12), 1119–1126.
12. Onken, U. and Weiland, P., 1983, Airlift fermenters: Construction, Behaviour, and uses *Advances in Biotechnological Processes* 1. Alan R. Liss, New York, 67-95.

13. Onken, U. and Weiland, P., 1990, A simplified model of hydrodynamics in airlift reactors. *Bioprocess Eng.* 5. 129-139.
14. Roy S., Dhotre M.T., Joshi J.B., 2006, CFD simulation of flow and axial dispersion in external loop airlift reactor, *Chemical Engineering Research and Design*, 84(A8), 677-690.
15. Sanchez Miron, A., Contreras Gomez, A., Garcia Camacho, F., Molina Grima, E., Chisti, Y., 1999. Comparative evaluation of compact photobioreactors for large-scale monoculture of microalgae. *Journal of Biotechnology* 70, 249–270.
16. Towell, G.D., Ackerman, G.H., 1972. Axial mixing of liquid and gas in large bubble reactor. *Proceedings of the Fifth European Second International Symposium on Chemical Reaction Engineering*, vol. B3-1.
17. Берковский, Б.М., Е.Ф. Ноготов, 1978, Разносные методы исследования задач теплообмена, Минск, Наука и техника, 33.
18. Дулан, Э., Дж. Миллер, У. Шилдерс, 1983, Равномерные численные методы решения задач с пограничным слоем, М., Мир. 112.

Списък на публикациите и докладите по дисертацията

1. Tchaoushev S., D. Moutafchieva, D. Popova, I. Penchev, Numerical Investigation of External Loop Airlift Reactor, *Journal of the University of Chemical Technology and Metallurgy*, XXXVI, 2(2001), 81-88.
2. Tchaoushev S., D. Moutafchieva, D. Popova, T. Tsolov, I. Pentchev, A theoretical and experimental investigation of stirred tank bioreactor, *International Journal of Computational and Numerical Analysis and Applications*, 3 (1), 2003.
3. Popova D., D. Moutafchieva, S. Tchaoushev, T. Tsolov, I. Pentchev, Mass transfer investigations in a Bubble column bioreactor, *International Journal of Pure and Applied Mathematics*, 49, No1, 2008, 1-12.
4. Moutafchieva D., Popova D., I. Pentchev, S. Tchaoushev, Comparaison entre deux modèles différents pour le calcul des profils axiaux de la concentration d'oxygène dissous dans une colonne à barbotage, *Revue de génie industriel*, 2010, 5, 98-103.

Научни доклади в пълен текст на международни конференции

1. Stoykova R., V. Iliev, D. Moutafchieva, D. Popova, Computational simulations of hydrodynamics of external loop airlift reactor. Sworld, 18-30, March, 2014. <http://www.sworld.com.ua/index.php/ru/conference/the-content-ofconferences/archive-of-individual-conferences/march-2014>

Участия в национални конференции и постери-резюмета

1. Popova D., Tchaoushev S., D. Moutafchieva, D. Popova, I. Pentchev, Investigations and Modeling of Airlift-Loop Reactor, Jubilee Scientific Conference with International Participation, Abstracts, Sofia, 4-5.06.2003, .22, 227.
2. Dimitrova M., D. Moutafchieva, D. Popova, Comparison of the experimental methods for k_L a measurement, VIII научна постерна сесия, 18 май 2011, ХТМУ.
3. Stoykova R., V. Iliev, D. Moutafchieva, D. Popova, Gas holdup prediction in gas-liquid stirred tank reactor using CFD simulation .Юбилейна Научна конференция 50 години катедра "Инженерна химия", 8 Ноември, 2013.
4. Moutafchieva D. K., R. A. Stoykova, D. S. Popova, S. N. Tchaoushev, V. D. Iliev CFD simulation of the hydrodynamics of external loop airlift reactor. Effect of gas sparger construction and location VIII National Conference on Chemistry for Sustainable Development 26–27 June 2014, Sofia, Bulgaria.